

UNIVERSIDADE FEDERAL DE SÃO PAULO
CAMPUS DIADEMA

MOHAMAD AL BANNOUD
PAULO HENRIQUE NASCIMENTO FERREIRA

**SIMULAÇÃO DE UM CONTROLE PID EM UM PROCESSO
DE FERMENTAÇÃO ALCÓOLICA INTEGRANDO PRIMEIRA
E SEGUNDA GERAÇÃO DE ETANOL**

DIADEMA (SP)
2019

MOHAMAD AL BANNOUD
PAULO HENRIQUE NASCIMENTO FERREIRA

**SIMULAÇÃO DE UM CONTROLE PID EM UM PROCESSO
DE FERMENTAÇÃO ALCÓOLICA INTEGRANDO PRIMEIRA
E SEGUNDA GERAÇÃO DE ETANOL**

Trabalho de Conclusão de Curso
apresentado como exigência parcial
para obtenção do título de Bacharel
em Engenharia Química, ao
Departamento de Engenharia
Química na Universidade Federal de
São Paulo – Campus Diadema.

Orientador: Prof. Dr. Carlos
Alexandre Moreira da Silva.

Coorientador: Prof. Dr. Rafael Ramos
de Andrade.

DIADEMA (SP)
2019

Bannoud, Mohamad Al

Simulação de um controle PID em um processo de fermentação alcoólica integrando primeira e segunda geração de etanol / Mohamad Al Bannoud, Paulo Henrique Nascimento Ferreira. - - Diadema, 2019. 120 f.

Trabalho de Conclusão de Curso (Graduação em Engenharia Química) – Universidade Federal de São Paulo – Campus Diadema, 2019.

Orientador: Carlos Alexandre Moreira da Silva

1. Fermentação alcoólica 2. Controle de Processo 3. Controlador PID
I. Ferreira, Paulo Henrique Nascimento. II. Título

CDD 662.6692

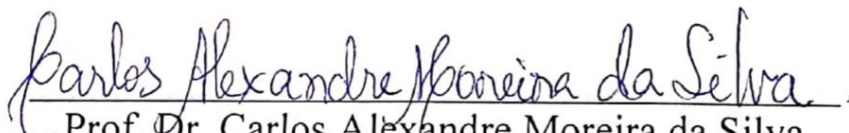
MOHAMAD AL BANNOUD
PAULO HENRIQUE NASCIMENTO FERREIRA

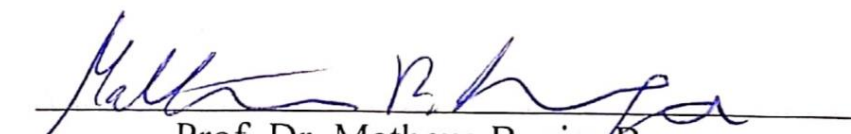
**SIMULAÇÃO DE UM CONTROLE PID EM UM PROCESSO DE FERMENTAÇÃO
ALCOÓLICA INTEGRANDO PRIMEIRA E SEGUNDA GERAÇÃO DE ETANOL**

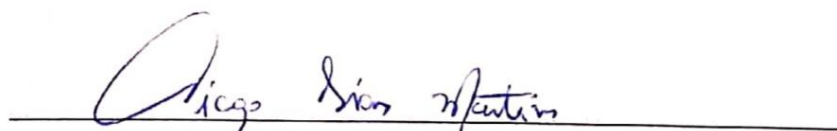
Trabalho de Conclusão de Curso
apresentado como exigência parcial
para obtenção do título de Bacharel
em Engenharia Química, ao
Departamento de Engenharia
Química na Universidade Federal de
São Paulo – Campus Diadema.

Aprovado em 22 de Novembro de 2019.

BANCA EXAMINADORA


Prof. Dr. Carlos Alexandre Moreira da Silva
Orientador


Prof. Dr. Matheus Boeira Braga


Prof. Dr. Tiago Dias Martins

DIADEMA (SP)
2019

AGRADECIMENTO

Agradeço aos meus amigos que me apoiaram na realização desse trabalho, seja direta ou indiretamente.

Ao Prof. Dr. Carlos Alexandre Moreira da Silva pela orientação realizada nesse trabalho, pelos ensinamentos realizados, pela amizade desenvolvida e pela paciência durante o desenvolvimento.

Ao Prof. Dr. Rafael Ramos de Andrade pelos grandes ensinamentos em engenharia bioquímica, amizade e pela dedicação durante as correções desse trabalho.

Ao Prof. Dr. Tiago Dias Martins, pelos valiosos ensinamentos em redes neurais artificiais compartilhados e pelas orientações em iniciações científicas durante a graduação.

A Universidade Federal de São Paulo, seu corpo docente, aos setores de administração e direção, pelo aprendizado e oportunidade de participar nos projetos de iniciação científica e monitoria.

Ao Paulo Henrique Nascimento Ferreira, pela grande amizade, companheirismo e risadas durante a graduação e elaboração desse trabalho.

Mohamad Al Bannoud

AGRADECIMENTO

Agradeço primeiramente aos meus familiares que me apoiaram em todos os momentos da minha vida.

Ao Prof. Dr. Carlos Alexandre Moreira da Silva pela excelente orientação e pelos grandes ensinamentos em controle de processos.

Ao Prof. Dr. Rafael Ramos de Andrade pela excelente coorientação e pelos grandes ensinamentos em engenharia bioquímica.

Ao Prof. Dr. Tiago Dias Martins, pelos grandes ensinamentos em redes neurais, resistência dos materiais, mecânica e desenho técnico e pela orientação em iniciação científica.

A Universidade Federal de São Paulo, seu corpo docente, aos setores de administração e direção, pelo aprendizado e oportunidade de participar nos projetos de iniciação científica e monitoria.

Ao Mohamad Al Bannoud, pela grande amizade, pela elaboração desse e muitos outros trabalhos ao longo da graduação, pela parceria nas monitorias de cálculo diferencial e integral e por todas as experiências compartilhadas.

Paulo Henrique Nascimento Ferreira

“No fim das contas, o fato de que nós, humanos, meras coleções de partículas fundamentais da natureza, fomos capazes de alcançar alguma compreensão das leis que nos governam – e nosso universo – é um tremendo triunfo. Quero compartilhar minha empolgação com essas grandes questões e meu entusiasmo com sua busca.

Um dia, espero que saibamos as respostas para todas elas. Mas existem outros desafios, outras grandes questões no planeta que devemos responder, e elas exigirão uma nova geração interessada, engajada e com compreensão da ciência. Como alimentar uma população cada vez maior? Como fornecer água limpa, gerar energia renovável, prevenir e curar doenças e refrear a mudança climática global? Espero que a ciência e a tecnologia forneçam respostas a essas perguntas, mas serão necessárias pessoas, seres humanos com conhecimento e compreensão, para implantar essas soluções. Devemos lutar para que todo homem e toda mulher tenham a oportunidade de viver vidas seguras e saudáveis, repletas de oportunidade e amor. Somos todos viajantes do tempo em uma jornada rumo ao amanhã. Mas vamos trabalhar juntos na construção desse futuro, um lugar que queremos visitar.

Seja corajoso, seja curioso, seja determinado, supere as probabilidades. É possível.”

Stephen Hawking

RESUMO

O grande crescimento da demanda energética mundial alerta sobre a importância e necessidade do aprimoramento dos processos para obtenção de energia a partir de fontes renováveis. O etanol é um biocombustível majoritariamente produzido pelo processo de fermentação alcoólica utilizando como matéria-prima principal a cana-de-açúcar. No presente estudo, foi simulado um sistema de controle para produção industrial mesclando o processo de primeira e segunda geração de etanol. O processo consistiu em seis reatores de fermentação ligados em série, em que se controlou a concentração de substrato no último equipamento, manipulando-se a vazão de entrada do substrato. Simulou-se as condições de regime permanente e regime dinâmico do processo, a partir da cinética de reação obtida por Andrade (ANDRADE, 2012). O modelo fenomenológico gerado foi implementado no *ToolBox Simulink* do MATLAB e comparações dos sistemas linear, em termos de funções de transferência, e não-linear, foram realizadas. O modelo linear foi controlado utilizando o algoritmo de controle convencional PID. Para isso, utilizou-se a equação de sintonia do controlador PID com as constantes sendo obtidas pelo método de Cohen-Coon e pelo algoritmo do MATLAB. A variável manipulada considerada foi a vazão na saída do mosto, enquanto a variável de distúrbio foi a concentração de substrato no mosto. No processo em malha aberta, foi verificado que há uma concordância muito boa entre os modelos linear e não-linear, o erro médio máximo obtido foi de 20%.. O sistema de controle PID comportou-se de maneira estável, mantendo-se a variável controlada no *set-point*, para mudanças do tipo servo e regulatório. As respostas para os problemas regulatórios e servo foram suaves, com um *overshoot* na faixa de 10%. O método de Cohen-Coon forneceu os melhores parâmetros para a equação de sintonia. Os controles PID e PI apresentaram comportamentos dinâmicos semelhantes, com o controle PID sendo ligeiramente superior em termos de tempo de acomodação, instante de pico e *overshoot*. Deste modo, foi possível controlar um processo altamente não-linear e multivariável usando uma simples estratégia de controle por realimentação PID.

Palavras-chave: Fermentação alcoólica. Controle de processo. Controlador PID.

ABSTRACT

The rapid growth in global energy demand warns of the importance and necessity of improving processes to obtain energy from renewable sources. Ethanol is a biofuel mainly produced by the alcoholic fermentation process using sugarcane as the main raw material. In the present study, a control system for industrial production was simulated, combining the first and second-generation ethanol process. The process consisted of six series-linked fermentation reactors, which controlled the substrate concentration in the latter equipment by manipulating the substrate inlet flow rate. The steady state and dynamic process conditions were simulated from the reaction kinetics obtained by Andrade (ANDRADE, 2012). The generated phenomenological model was implemented in the MATLAB *Simulink ToolBox* and comparisons of the linear systems in terms of transfer and nonlinear functions were performed. The linear model was controlled using the conventional PID control algorithm. For this, we used the PID controller tuning equation with the constants obtained by the Cohen-Coon method and the MATLAB algorithm. The manipulated variable considered was the outflow of the must, while the disturbance variable was the substrate concentration in the must. In the open loop process, it was found that there is a very good agreement between the linear and nonlinear models, the maximum average error obtained was 20%. The PID control system behaved in a stable manner, keeping the controlled variable in the set-point for servo and regulatory changes. Responses to regulatory and servo problems were smooth, with an overshoot in the 10% range. The Cohen-Coon method provided the best parameters for the tuning equation. The PID and PI controls showed similar dynamic behaviors, with the PID control being slightly higher in terms of accommodation time, peak instant and overshoot. Thus, it was possible to control a highly nonlinear and multivariable process using a simple PID feedback control strategy.

Keywords: Alcoholic fermentation. Process control. PID controller.

LISTA DE FIGURAS

Figura 1: Reações enzimáticas na fermentação alcoólica conduzida por <i>Saccharomyces cerevisiae</i>	25
Figura 2: Malha típica de um controlador <i>feedback</i>	39
Figura 3: Vantagens e desvantagens do controlador <i>feedback</i>	40
Figura 4: Sinais de entrada para teste (a) Degrau, (b) rampa, (c) parábola	41
Figura 5: Equações no domínio do tempo e da frequência para os sinais de teste ..	42
Figura 6: Fluxograma esquemática para obter funções de transferência.....	46
Figura 7: Diagramas de blocos para [a] propriedade aditiva e [b] propriedade multiplicativa.....	47
Figura 8: Resposta da variável controlada em função do tempo para diversos controladores.....	50
Figura 9: Resposta oscilatória com amplitude constante	51
Figura 10: Figura típica de resposta do sistema.....	52
Figura 11: Resposta transitória devido a perturbação	56
Figura 12: Representação esquemática do processo de fermentação alcoólica considerado.....	60
Figura 13: Modelo não-linear implementado no <i>Simulink</i>	64
Figura 14: Subsistema de reciclo	65
Figura 15: Subsistema de cuba.....	66
Figura 16: Bloco de fermentador	67
Figura 17: Subsistema <i>rx</i>	68
Figura 18: <i>Script</i> elaborado no MATLAB para resolver as Equações diferenciais do modelo não-linear utilizando o método de Newton-Raphson	70
Figura 19: <i>Script</i> para obter as matrizes do modelo de estado-espço e os coeficientes das funções de transferência para o modelo linear	73
Figura 20: Modelo linear utilizando funções de transferência para obtenção de X_6 , S_6 e P_6	74
Figura 21: Modelo linear utilizando funções de transferência para obtenção concentrações de X, S e P na saída de cada fermentador	75

Figura 22: Testes em malha aberta para os modelos linear e não-linear (a) Vazão F_a em função do tempo (b) F_a de desvio em função do tempo (c) S_a em função do tempo (d) S_a de desvio em função do tempo	84
Figura 23: Testes em malha aberta para os modelos linear e não-linear (a) $X1$ (b) diferença de $X1$ dos modelos (c) $S1$ (d) diferença de $S1$ dos modelos (e) $P1$ (f) diferença de $P1$ dos modelos	85
Figura 24: Testes em malha aberta para os modelos linear e não-linear (a) $X6$ (b) diferença de $X6$ dos modelos (c) $S6$ (d) diferença de $S6$ dos modelos (e) $P6$ (f) diferença de $P6$ dos modelos	88
Figura 25: Respostas de $S6$ mediante um degrau de magnitude A realizado em F_a em malha aberta no modelo não-linear.....	93
Figura 26 - Respostas de $S6$ mediante um degrau de magnitude A realizado em F_a em malha aberta no modelo linear	94
Figura 27: Comportamento dos distúrbios em S_a para analisar a resposta dos controladores.....	96
Figura 28: Comportamentos de (a) $S6$ e (b) F_a em função do tempo utilizando as constantes obtidas pelo método de Cohen-Coon.....	97
Figura 29: Respostas de (a) F_a , (b) $S6$ e (c) $P6$ em função do tempo utilizando controle PID e PI	102
Figura 30: Respostas para a variável controlada $S6$ (a) vazão F_a , (b) $S6$ e (c) $P6$..	104
Figura 31: Respostas para a variável controlada $P6$ (a) vazão F_a , (b) $S6$ e (c) $P6$..	106

LISTA DE TABELAS

Tabela 1: Parâmetros fixos das taxas de formação	34
Tabela 2: Parâmetros dependentes da temperatura	34
Tabela 3: Constantes do método de Ziegler-Nichols para a equação de sintonia do PID	51
Tabela 4: Expressões para K_c , τ_i , τ_d por meio do método de Cohen-Coon.....	54
Tabela 5: Valores de regime permanente calculados	79
Tabela 6: Coeficientes dos numeradores das funções de transferência $G_{Fa,X6}$, $G_{Sa,X6}$, $G_{Fa,S6}$ e $G_{Sa,S6}$	81
Tabela 7: Coeficientes dos numeradores das funções de transferência $G_{Fa,P6}$ e $G_{Sa,P6}$ e dos denominadores	82
Tabela 8: Porcentagem dos valores máximos e mínimos em relação ao set point para o modelo não-linear e linear, e erro relativo máximo e médio entre os modelos.....	91
Tabela 9: Constantes obtidas pelo método de Cohen-Coon aplicado no modelo linear	95
Tabela 10: Constantes obtidas pelo método de Cohen-Coon aplicado no modelo não-linear	95
Tabela 11: M_p , t_p e t_s para o primeiro e segundo distúrbios no controle com 3 constantes.....	99
Tabela 12: M_p , t_p e t_s para o terceiro distúrbio e problema servo no controle com 3 constantes.....	100
Tabela 13: Constantes da equação de sintonia do PID obtidas pelo MATLAB.....	101
Tabela 14: Coeficientes dos numeradores das funções de transferência para as variáveis de saída do primeiro fermentador	116
Tabela 15: Coeficientes dos numeradores das funções de transferência para as variáveis de saída do segundo fermentador	117
Tabela 16: Coeficientes dos numeradores das funções de transferência para as variáveis de saída do terceiro fermentador	118
Tabela 17: Coeficientes dos numeradores das funções de transferência para as variáveis de saída do quarto fermentador	119
Tabela 18: Coeficientes dos numeradores das funções de transferência para as variáveis de saída do quinto fermentador	120

LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS

IEA	Agência internacional de energia
PNE 2030	Plano nacional de energia 2030
E1G	Etanol de primeira geração
E2G	Etanol de segunda geração
PID	Controle proporcional-integrativo-derivativo
ATP	Adenosina trifosfato
RFA	Associação de combustíveis renováveis
CSTR	Reator contínuo de tanque agitado
UNICA	União da indústria de Cana-de-Açúcar
P	Controle proporcional
PI	Controle proporcional-integrativo
I	Controle integrativo

LISTA DE SÍMBOLOS

r_s	Taxa consumo de substrato	$\left[\frac{kg}{m^3 \cdot h} \right]$
Y_x	Rendimento celular limite	$\left[\frac{kg}{kg} \right]$
m_x	Parâmetro de manutenção	$\left[\frac{kg}{kg \cdot h} \right]$
r_p	Taxa de produção de produto	$\left[\frac{kg}{m^3 \cdot h} \right]$
$Y_{P/X}$	Rendimento de produto baseado em células	$\left[\frac{kg}{kg} \right]$
m_p	Produção de etanol associada ao crescimento	$\left[\frac{kg}{kg \cdot h} \right]$
r_x	Taxa cinética de crescimento microbiano	$\left[\frac{kg}{m^3 \cdot h} \right]$
μ_{max}	Velocidade máxima específica de crescimento celular	$\left[\frac{1}{h} \right]$
X_i	Concentração de células no reator i	$\left[\frac{kg}{m^3} \right]$
S_i	Concentração de substrato no reator i	$\left[\frac{kg}{m^3} \right]$
P_i	Concentração de produto no reator i	$\left[\frac{kg}{m^3} \right]$
C_{Ac}	Concentração de ácido acético no reator	$\left[\frac{kg}{m^3} \right]$
K_s	Constante de saturação	$\left[\frac{kg}{m^3} \right]$
K_i	Constante de inibição pelo substrato	$\left[\frac{m^3}{kg} \right]$
X_{max}	Concentração de células quando o crescimento celular cessa	$\left[\frac{kg}{m^3} \right]$
P_{max}	Concentração de produto quando o crescimento cessa	$\left[\frac{kg}{m^3} \right]$
$C_{Ac \ max}$	Concentração de ácido acético máxima	$\left[\frac{kg}{m^3} \right]$

m	Parâmetro para descrição da inibição celular	
n	Parâmetro para inibição por produto	
nn	Parâmetro de inibição por ácido acético	
V	Volume do reator	$[m^3]$
C_i	Concentração do componente i	$\left[\frac{kg}{m^3}\right]$
F_i	Vazão volumétrica da corrente i	$\left[\frac{m^3}{h}\right]$
D_0	Vazão específica de alimentação	$\left[\frac{1}{h}\right]$
$r(t)$	Sinais de entrada em função do tempo	
$R(s)$	Sinais de entrada no domínio da frequência	
t	Tempo	$[h]$
s	Variáveis no domínio da frequência	
\bar{x}	Valor de regime permanente da variável x	
\mathcal{L}	Símbolo para transformada de Laplace	
b_m	m-ésimo coeficiente do numerador da função de transferência	
a_n	n-ésimo coeficiente do denominador da função de transferência	
$G(s)$	Função de transferência no domínio da frequência	
x'	Variável de desvio da variável x	
$Y(s)$	Saída da função de transferência	
$U(s)$	Entrada da função de transferência	
K_C	Constante proporcional do PID	
τ_I	Constante integrativa do PID	
τ_d	Constante derivativa do PID	
$u(t)$	Ação de controle resultante do PID	

$e(t)$	Erro medido	
K_{cr}	Valor crítico da constante proporcional do PID	
P_{cr}	Amplitude crítica constante	
$VC_{inicial}^{sp}$	Valor inicial da variável controlada	
VC_{final}^{sp}	Valor final da variável controlada	
B	Variação entre os valores iniciais e finais da variável controlada	
A	Magnitude do degrau realizada na variável controlada	
t_d	Tempo morto	$[h]$
K_p	Razão entre B e A	
p	Termo proporcional da equação de sintonia do MATLAB	
i	Termo integrativo da equação de sintonia do MATLAB	
D	Termo derivativo da equação de sintonia do MATLAB	
N	Termo de filtro da equação de sintonia do MATLAB	
t_D	Tempo de atraso	$[h]$
$c(t)$	Variável controlada	
t_r	Tempo de subida	$[h]$
t_p	Instante de pico	$[h]$
t_s	Tempo de acomodação	$[h]$
$c(\infty)$	Variável controlada após um longo período desde a perturbação	
Mp	Máximo valor de ultrapassagem (<i>overshoot</i>)	$[\%]$
E_{sp}	Erro em relação ao regime permanente [%]	
E_{rel}	Erro relativo	$[\%]$
ω^{ref}	Referência da variável ω	

F_a	Vazão do mosto	$\left[\frac{m^3}{h}\right]$
F_r	Vazão de reciclo	$\left[\frac{m^3}{h}\right]$
F_0	Vazão de alimentação do primeiro reator	$\left[\frac{m^3}{h}\right]$
F_v	Corrente com alta concentração de etanol para destilação	$\left[\frac{m^3}{h}\right]$
F_l	Corrente com alta concentração de microrganismos para cubas	$\left[\frac{m^3}{h}\right]$
F_s	Vazão de sangria (microrganismos mortos)	$\left[\frac{m^3}{h}\right]$
R	Razão de reciclo	
$F_{\text{água}}$	Vazão de água	$\left[\frac{m^3}{h}\right]$
X_r	Concentração de células no reciclo	$\left[\frac{kg}{m^3}\right]$
X_l	Concentração de células no creme de levedura	$\left[\frac{kg}{m^3}\right]$
S_r	Concentração de substrato no reciclo	$\left[\frac{kg}{m^3}\right]$
P_r	Concentração de etanol no reciclo	$\left[\frac{kg}{m^3}\right]$
X_v	Concentração de células que vão para a destilação	$\left[\frac{kg}{m^3}\right]$
S_a	Concentração de substrato no mosto	$\left[\frac{kg}{m^3}\right]$
X_0	Concentração de células na entrada do primeiro fermentador	$\left[\frac{kg}{m^3}\right]$
S_0	Concentração de substrato na entrada do primeiro fermentador	$\left[\frac{kg}{m^3}\right]$
P_0	Concentração de etanol na entrada do primeiro fermentador	$\left[\frac{kg}{m^3}\right]$
A, B, C, D	Matrizes de representação no espaço dos estados	

SUMÁRIO

1 INTRODUÇÃO	20
1.1 JUSTIFICATIVA.....	22
1.2 OBJETIVOS.....	23
2 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	24
2.1 ENGENHARIA BIOQUÍMICA.....	24
2.1.1 FERMENTAÇÃO ALCÓOLICA	24
2.1.1.1 SUBSTRATO E MATÉRIA-PRIMA	26
2.1.1.2 MICRORGANISMOS	27
2.1.1.3 ETANOL	28
2.1.1.4 ETANOL DE SEGUNDA GERAÇÃO (E2G)	28
2.1.1.5 INIBIDORES	29
2.1.2 CINÉTICA	30
2.1.2.1 TAXA DE CRESCIMENTO MICROBIANO	31
2.1.2.2 TAXA DE PRODUÇÃO DE ETANOL	32
2.1.2.3 TAXA DE CONSUMO DE SUBSTRATO	32
2.1.2.4 PARÂMETROS DAS TAXAS CINÉTICAS	33
2.1.3 BIORREACTORES.....	35
2.1.3.1 BATELADA.....	35
2.1.3.2 REATORES CONTÍNUOS DE TANQUE AGITADO.....	36
2.1.3.3 REGIME TRANSIENTE EM CSTR.....	36
2.2 CONTROLE DE PROCESSOS	37
2.2.1 FUNCIONAMENTO DE UM CONTROLADOR	38
2.2.1.1 CONTROLE <i>FEEDBACK</i>	38
2.2.1.2 PERTURBAÇÕES DO SISTEMA.....	41
2.2.2 CONCEITOS MATEMÁTICOS UTILIZADOS EM PROCESSOS.....	42

2.2.2.1 LINEARIZAÇÃO	42
2.2.2.2 TRANSFORMADA DE LAPLACE.....	44
2.2.3 FUNÇÕES DE TRANSFERÊNCIA.....	45
2.2.4 CONTROLADOR PID	48
2.2.4.1 EQUAÇÃO DE SINTONIA PID	49
2.2.4.2 DETERMINAÇÃO DAS CONSTANTES K_c , τ_i E τ_d	50
2.2.5 REPRESENTAÇÃO NO ESPAÇO DOS ESTADOS	55
2.2.6 RESPOSTA TRANSITÓRIA.....	55
3 MATERIAIS E MÉTODOS.....	58
3.1 MATERIAIS	58
3.2 MÉTODOS.....	58
3.2.1 FLUXOGRAMA DO PROCESSO CONSIDERADO NESSE ESTUDO	58
3.2.2 MODELAGEM MATEMÁTICA.....	60
3.2.3 IMPLEMENTAÇÃO DO MODELO NÃO-LINEAR NO <i>SIMULINK</i>	63
3.2.4 OBTENÇÃO E IMPLEMENTAÇÃO DO MODELO LINEAR	69
3.2.5 COMPARAÇÃO ENTRE VARIÁVEIS CONTROLADAS	76
3.2.6 DISTÚRBIOS EM MALHA ABERTA	76
3.2.7 DETERMINAÇÃO DO CONTROLE PID PARA O MODELO LINEAR	77
4 RESULTADOS E DISCUSSÃO.....	79
4.1 CÁLCULO DOS REGIME PERMANENTES.....	79
4.2 FUNÇÕES DE TRANSFERÊNCIA PARA O MODELO LINEAR	80
4.3 RESPOSTAS EM MALHA ABERTA.....	83
4.4 CONTROLE PID PARA O MODELO LINEAR	92
4.4.1 MÉTODO COHEN-COON.....	93
4.4.2 PID OBTIDO PELO ALGORITMO DO MATLAB.....	101
4.5 COMPARAÇÃO ENTRE VARIÁVEL CONTROLADA S_6 E P_6	103
5 CONCLUSÃO.....	108

6 SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS	110
7 REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	111
APÊNDICE I	116

1 INTRODUÇÃO

O crescimento populacional, mudanças no estilo de vida e desenvolvimento de novas tecnologias aumentam a demanda energética mundial. Os dados da Agência Internacional de Energia (International Energy Agency – IEA) mostram que o consumo energético aumentou 122% entre 1973 e 2015. Em 1973, a produção energética mundial foi de 72,27 peta Watts-hora (PWh), sendo 87% provenientes de petróleo, carvão mineral e gás natural, e apenas 10,3% provenientes de biocombustíveis. Já em 2015, a produção foi de 160,38 PWh, onde 81,7% foi gerado pela queima de combustíveis fósseis, e apenas 9,6% foi obtida por biocombustíveis. É estimado que o consumo energético demandado no ano de 2040 seja entre 168,64 PWh e 209,34 PWh (IEA, 2017).

Os combustíveis fósseis são ricos em carbono e são usados na alimentação da combustão para produzir energia. São amplamente utilizados no mundo, se destacando os derivados do petróleo, gás natural e carvão mineral. Esses combustíveis são considerados não renováveis, pois sua formação leva milhões de anos, enquanto o consumo se dá em uma velocidade muito maior. Há dois principais problemas com o seu uso: o primeiro é que as reservas possuem um limite, consequentemente a oferta dos combustíveis fósseis irá diminuir, ocasionando um aumento em seu preço. O segundo problema é devido ao impacto ambiental. O dióxido de carbono liberado no processo de combustão contribui para o agravamento do efeito estufa, causando mudanças climáticas e aquecimento global.

Devido à preocupação com danos ambientais e escassez de combustíveis fósseis, iniciou-se uma busca por fontes energéticas alternativas. O etanol se destaca por ser um biocombustível renovável, produzido utilizando como matéria-prima a cana-de-açúcar, milho, arroz, entre outros. No Brasil, foi proposto o Plano Nacional de Energia 2030 (PNE 2030), tendo como principal objetivo o planejamento de longo prazo do setor energético do país. Esse plano mostra que a evolução da demanda de etanol para uso energético aumentará 333%, de 12 milhões de m³ em 2005 para 52 milhões de m³ em 2030. Além disso, a PNE 2030 possui um potencial de reduzir as

emissões de dióxido de carbono associadas à queima de combustível em cerca de 2,56% (SANTOS; SOUZA, 2017).

No Brasil, a produção de etanol é feita majoritariamente por via fermentativa, utilizando como matéria-prima o melaço ou o caldo de cana-de-açúcar. O etanol obtido por essas matérias-primas é chamado de etanol de primeira geração (E1G). Recentemente, diversos estudos estão sendo feitos com o objetivo de utilizar resíduos agrícolas, a exemplo do bagaço e da palha da cana-de-açúcar, como matéria-prima para a obtenção de etanol. O etanol gerado via fermentação alcoólica por esses resíduos é chamado de etanol de segunda geração (E2G). Existe uma grande diferença na etapa da preparação da matéria-prima que antecede a fermentação. Enquanto o melaço e o caldo de cana-de-açúcar podem ser enviados diretamente para a fermentação, o bagaço da cana-de-açúcar e outros resíduos precisam passar por um pré-tratamento seguido de hidrólise. Por serem compostos de celulose, hemicelulose e lignina, é necessário utilizar enzimas para converter o material lignocelulósico em açúcares mais simples. Entretanto, a tecnologia utilizada nessa etapa aumenta o custo da produção de E2G (ROBAK; BALCEREK, 2018), tornando a etapa de pré-tratamento do E2G mais cara em comparação ao E1G.

A cana-de-açúcar gera cerca de 4.10^8 toneladas de resíduos anualmente no mundo inteiro (CORTEZ; LORA; AYARZA, 2008). Esses resíduos são uma fonte barata de matéria-prima e o seu uso para a produção de E2G diminui o impacto ambiental causado pela sua queima nas caldeiras, como ocorre na produção de E1G. Estudos mostram que é possível aumentar, em longo prazo, a produtividade do E2G em até 75% e reduzir os custos do processo em até 50% (MILANEZ et al., 2005). O E2G é importante, pois aumenta a produção por área de cana plantada, pois com o E1G apenas 1/3 da área da cana-de-açúcar é utilizada para etanol, já que 2/3 correspondem ao bagaço e palha. Há diversos benefícios no E2G, sendo necessária a redução de custos para aumentar a viabilidade do mesmo. O controle do processo de fermentação alcoólica colabora potencialmente com a redução dos custos de produção.

Com o avanço tecnológico e globalização, as empresas se encontram em um cenário no qual necessitam otimizar os processos industriais, com o intuito de gerar

produtos com preços competitivos que atendam as especificações dos compradores. Para garantir a qualidade dos produtos gerados, é necessário utilizar tecnologias capazes de manter as variáveis que influenciam o processo industrial dentro de um limite operacional desejado, geralmente próximas à especificação realizada no projeto da planta (regime permanente). Uma dessas tecnologias é o controle de processos, importante para evitar ferimentos aos funcionários, manter a qualidade do produto de forma contínua, manter a produção desejada com custo mínimo (SMITH; CORRIPIO, 2008), e, neste caso, pode ser utilizado para reduzir os custos de produção do E2G. A automação se torna uma peça-chave na produção de etanol no Brasil, garantindo a segurança e eficiência do processo fermentativo, bem como a rentabilidade.

1.1 JUSTIFICATIVA

A crescente demanda energética exige que estudos sejam feitos para aprimorar a produção e uso de combustíveis renováveis. Nesse cenário, o etanol de segunda geração destaca-se como um biocombustível atraente, por gerar menos poluentes em comparação com os combustíveis fósseis, utilizar matéria-prima de baixo custo e aproveitar a cana de forma integral.

Por se tratar de um produto que é consumido em quantidades elevadas, é necessário utilizar os conhecimentos em engenharia química para analisar, projetar, otimizar e controlar o processo fermentativo em larga escala, garantindo produção de etanol suficiente para atender a demanda exigida. Nessa situação, o controle do processo é de vital importância, garantindo a eficiência da fermentação e a qualidade do produto produzido.

Com a cinética da fermentação do etanol de segunda geração disponível, pode-se analisar as repostas dinâmicas no caso de distúrbios e mudanças de operação. Com isso, é possível escolher o melhor tipo de controlador para atender os objetivos do processo. O estudo e desenvolvimento das estratégias de controle é de grande importância, principalmente em reações complexas, como é o caso da fermentação

alcoólica. Realizar testes de controle é fundamental para verificar se os objetivos foram atendidos, evitando problemas de instabilidade.

Com a necessidade crescente de biocombustíveis, é necessário estudos que contribuam para a melhora no processo de produção de etanol, buscando diminuir o gasto energético, desperdício de matéria-prima, melhorar a eficiência e a qualidade do produto desejado. Um controle de processo bem realizado é fundamental para manter a qualidade e eficiência durante o processo, garantindo que as especificações desejadas sejam atendidas.

1.2 OBJETIVOS

Este trabalho tem a finalidade de simular um controle para um processo de fermentação alcoólica, utilizando como matéria-prima uma mistura de melaço e hidrolisado de bagaço de cana-de-açúcar, integrando os processos de produção de E1G e E2G. O objetivo principal é analisar a resposta da malha de processo a ser controlada por um controlador proporcional-integrativo-derivativo (PID). As etapas realizadas foram as seguintes:

- 1 – Determinação do fluxograma, variáveis de processo e modelagem matemática;
- 2 – Resolução do sistema de equações diferenciais para obtenção dos valores das variáveis em regime permanente;
- 3 – Obtenção das funções de transferência do processo;
- 4 – Implementação do modelo linear e não-linear no *Simulink*;
- 5 – Testes com perturbações em malha aberta;
- 6 – Cálculo dos parâmetros para as equações de sintonia do controlador PID;
- 7 – Avaliação do desempenho do controle com a análise da resposta em malha fechada;
- 8 – Análise de desempenho entre as possíveis variáveis a serem controladas.

2 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

2.1 ENGENHARIA BIOQUÍMICA

A engenharia bioquímica busca mesclar os conhecimentos em engenharia química (operações unitárias, fenômenos de transporte, cinética e reatores químicos etc.) e os conhecimentos biotecnológicos, com o intuito de aplicá-los no projeto, controle e otimização de processos biotecnológicos em produções de larga escala.

Ao longo das últimas décadas foram desenvolvidos, por meio da engenharia bioquímica, diversos produtos de grande importância para a sociedade. Esses produtos envolvem ácidos, como por exemplo o ácido itacônico (NEUBEL; RATAJAC, 1962); produção de solventes, como acetona e butanol (BAHL; ANDERSCH; GOTTSCHALK, 1982); vacinas, como a penicilina (FLEMING, 1929) e álcool, obtido por via fermentativa utilizando principalmente o microrganismo *Saccharomyces cerevisiae*.

2.1.1 FERMENTAÇÃO ALCOÓLICA

A fermentação alcoólica é um processo biológico realizado por microrganismos que metabolizam carboidratos com o intuito de produzir energia. Os carboidratos são utilizados como substratos na fermentação, gerando energia na forma de adenosina trifosfato (ATP) e produtos de excreção celular, como álcool, dióxido de carbono, glicerol, entre outros.

A conversão da glicose em etanol é um processo muito complexo, envolvendo diversas reações enzimáticas, conforme mostrado na Figura 1. Diversos fatores podem influenciar nas etapas do processo metabólico, principalmente a temperatura pH, substrato, inibidores e espécie de microrganismo utilizado. Nas indústrias, a conversão do processo de fermentação alcoólica é elevada, chegando a 90% do

conhecer os efeitos de inibição dos produtos da fermentação. Além disso, a escolha correta do microrganismo e da matéria-prima é fundamental para o sucesso da produção em larga escala do etanol.

2.1.1.1 SUBSTRATO E MATÉRIA-PRIMA

O substrato utilizado na fermentação alcoólica são os monossacarídeos, como glicose, frutose e galactose. Esses açúcares podem ser fermentados diretamente, sem a necessidade de sofrerem hidrólise. Os dissacarídeos também podem ser utilizados, porém necessitam passar pela etapa de sacarificação, onde sofrem hidrólise produzindo monossacarídeos. Exemplos de dissacarídeos são a maltose, sacarose e lactose.

As matérias-primas que possuem açúcares podem ser utilizadas na fermentação alcoólica. As características desejáveis para a escolha é que a matéria-prima deve ser produzida em alto volume e a preços baixos, para atender a demanda das usinas de produção de etanol. Alguns exemplos de matérias-primas largamente utilizadas são os subprodutos da cana-de-açúcar, como o melaço e o bagaço. Na literatura é possível encontrar diversos estudos envolvendo outras matérias-primas, como o milho (ECKERT et al., 2018) e a mandioca (VALERIANO et al., 2018).

Nas usinas de produção de açúcar, gera-se subprodutos conhecidos como melaço, que contém sacarose não cristalizada. O melaço é composto majoritariamente de açúcar e água, onde cerca de 50% da massa é composta por açúcares fermentáveis (LIMA et al., 2001).

A cana-de-açúcar é a matéria-prima mais utilizada na fermentação alcoólica no mundo todo, tendo uma produção global anual na ordem de $1,3 \cdot 10^9$ toneladas, sendo o Brasil responsável por cerca de 30% desse valor (CORTEZ; LORA; AYARZA, 2008). A cana-de-açúcar passa pela moagem, resultando num caldo rico em sacarose, que na fermentação por *Saccharomyces cerevisiae*, é convertido nos monômeros glicose e frutose.

Outra matéria-prima que vem se destacando nas pesquisas são os resíduos agrícolas. Estes são palha, casca, bagaço, entre outros resíduos provenientes de alimentos como milho, cana-de-açúcar etc. O etanol produzido com base nessa matéria-prima é conhecido como etanol de segunda geração. O uso de resíduos é interessante pois os mesmos não possuem aplicação direta, geralmente acabam sendo queimados, causando impacto ambiental. Por ser barato e ambientalmente correto, diversos estudos vêm sendo realizados para utilizar essa matéria-prima na fermentação alcoólica e aumentar a viabilidade da produção de etanol de segunda geração.

2.1.1.2 MICRORGANISMOS

Os microrganismos utilizados na fermentação alcoólica podem ser leveduras, como a *Saccharomyces cerevisiae* e *Schizosaccharomyces pombe*, ou bactérias, como a *Zymomonas mobilis*. O microrganismo mais utilizado é a *Saccharomyces cerevisiae*, utilizada não somente na produção de etanol, mas também na de pães e cervejas. Sua alta seletividade e rendimento, rápido crescimento, elevada tolerância ao etanol, amplas faixas de pH e temperatura ótimas são fundamentais no sucesso da conversão de açúcar em etanol nos processos industriais.

A *Saccharomyces cerevisiae* é um microrganismo unicelular eucariótico, pertencente ao reino Fungi. Essa levedura pode viver em locais com ou sem presença de oxigênio. Na presença de oxigênio, os produtos majoritários da metabolização do açúcar são água, dióxido de carbono e biomassa, enquanto na ausência do oxigênio é gerado majoritariamente etanol e dióxido de carbono. O interesse nessa levedura gerou diversos estudos importantes, inclusive na área da genética, onde pela primeira vez na história um genoma eucarionte foi completamente sequenciado (GOFFEAU et al., 1996).

2.1.1.3 ETANOL

O etanol é o mais comum da família dos álcoois, compostos orgânicos que possuem o grupo funcional hidroxila ligada em carbonos de cadeias saturadas. A obtenção do etanol pode ser feita por via destilatória, sintética e fermentativa. Em processos de grande escala, a via destilatória é pouco utilizada. Em países onde a indústria petroquímica é bem desenvolvida, a via destilatória se torna uma opção viável, enquanto em locais de grande produção de matéria-prima contendo açúcar a via fermentativa se destaca como melhor opção.

Existem inúmeras aplicações do etanol, desde a área alimentícia até a área médica. Pode ser encontrado em cervejas, vinho, aguardente, vinagre e na produção de perfumes. Também é utilizado como solvente, na produção de tintas e vernizes e amplamente utilizado como combustível, sendo uma importante fonte de energia renovável. Na medicina, é utilizado para matar microrganismos como bactérias, fungos e vírus. Nota-se que o etanol atua como inibidor, sendo uma grande complicação no processo de fermentação alcoólica.

Na safra de 2017/2018 a produção de etanol no Brasil foi de 27,859 bilhões de litros, conforme dados da União da indústria de Cana-de-Açúcar (UNICA). O Brasil é o maior produtor e exportador de açúcar do mundo (MACEDO, 2007), possuindo grande importância nesse cenário. Em 2018 os Estados Unidos produziram 56% do etanol combustível mundial, enquanto o Brasil produziu 28%, conforme dados da Associação de Combustíveis Renováveis (*Renewable Fuels Association* – RFA).

2.1.1.4 ETANOL DE SEGUNDA GERAÇÃO (E2G)

O E2G para ser produzido requer que a matéria-prima passe obrigatoriamente por uma etapa de hidrólise, podendo sofrer ou não um pré-tratamento anterior. O bagaço e a palha da cana-de-açúcar são compostos por celulose, hemicelulose e lignina. A etapa de pré-tratamento tem o objetivo de expor a celulose e hemicelulose

para a hidrólise. O pré-tratamento pode ser realizado de diversas formas. No geral, é feito utilizando ácidos, bases, vapor ou uma combinação entre eles (ROSSI et al., 2014).

A etapa de hidrólise consiste em quebrar a celulose e hemicelulose em monômeros diretamente fermentáveis. Existem diferentes formas de realizar a etapa de hidrólise, como por exemplo, o método da decomposição pela temperatura, hidrólise ácida e hidrólise enzimática.

Na hidrólise enzimática usa-se enzimas chamadas de celulasas, capazes de quebrar as ligações químicas existentes entre as unidades de glicose que formam a celulose. As matérias-primas contendo celulose podem ser totalmente convertidas em glicose, sendo um grande ganho nas matérias-primas lignocelulósicas, que contém cerca de 20 a 60% de celulose (CASTRO; PEREIRA JUNIOR, 2010). A utilização das celulasas possui uma vantagem frente à hidrólise ácida, pois a hidrólise pode ocorrer em condições mais brandas de pressão, temperatura e pH. Outra vantagem fundamental é a especificidade, evitando a produção de inibidores que afetam o crescimento celular na etapa da fermentação.

A principal barreira no uso da hidrólise enzimática é o preço das enzimas utilizadas na hidrólise. Buscar formas de reduzir o custo das enzimas é fundamental para melhorar a viabilidade do processo de produção de E2G. Estudos vêm sendo realizados utilizando recombinação genética para aumentar a produção de celulasas (SINGH et al., 2019), possuindo grande potencial para reduzir seus custos.

2.1.1.5 INIBIDORES

Os inibidores prejudicam a reprodução e manutenção celular dos microrganismos, afetando diretamente a etapa de fermentação. Existem dezenas de inibidores, sendo o ácido acético e o etanol os mais relevantes na fermentação alcoólica.

O ácido acético é geralmente formado no pré-tratamento e liberado na hidrólise, antes do início da fermentação. O crescimento celular depende de ATP, consequentemente o gasto do ATP em outros processos prejudica o crescimento celular. O ácido acético possui pH mais baixo que em comparação ao do citoplasma celular. Ao atravessar a membrana celular, o ácido acético se dissocia, diminuindo o pH do meio, obrigando o microrganismo a expulsar os prótons excedentes para fora da célula, gastando energia nesse processo (MAIORELLA; BLANCH; WILKE, 1983). O crescimento celular é prejudicado, diminuindo a taxa de crescimento microbiano e, consequentemente, prejudicando a produtividade do processo.

O etanol, apesar de ser um produto da fermentação alcoólica, é um composto tóxico para o microrganismo (LIMA et al., 2001). A inibição pelo etanol afeta a multiplicação celular e o rendimento da fermentação. O efeito inibitório pode ser reduzido removendo o produto do meio fermentativo, conforme o mesmo for sendo produzido. Uma opção é operar o reator em modo contínuo, removendo o produto continuamente para evitar que o mesmo se acumule no meio.

2.1.2 CINÉTICA

A cinética química é um ramo de estudo da físico-química que está intimamente relacionada com a grandeza tempo. Seu objetivo principal é determinar experimentalmente a velocidade de reação e a forma com que essa velocidade varia em função de diversos parâmetros, como temperatura, pH e concentração. A cinética também analisa o mecanismo das reações químicas, descrevendo todas as etapas intermediárias e suas velocidades (CHANG, 2005).

Em reações bioquímicas, os principais parâmetros que influenciam na cinética da reação são a temperatura, pH e concentrações dos componentes do meio reacional (microrganismos, substrato, produtos do metabolismo). A temperatura e o pH são facilmente controlados em reatores bioquímicos, sendo assim invariantes com o tempo. As concentrações dos componentes do meio reacional variam com o tempo, sendo necessário conhecer como ocorre essa variação.

O estudo cinético consiste em obter os valores experimentais das concentrações dos componentes do meio reacional em função do tempo de fermentação. É necessário obter esses valores em diversos tempos diferentes, incluindo o instante inicial, final e intermediários da fermentação. Isso permite traçar as curvas de ajuste que são utilizadas na determinação dos parâmetros cinéticos das taxas de formação dos componentes (SCHMIDELL et al., 2001). A taxa de crescimento microbiano, consumo de substrato e produção de produto são definidas, respectivamente, por meio das Equações 1, 2 e 3.

$$r_x = \frac{dX}{dt} \quad (1)$$

$$r_s = \frac{dS}{dt} \quad (2)$$

$$r_p = \frac{dP}{dt} \quad (3)$$

Uma característica importante da cinética química é a que as taxas de formação dependem apenas das condições e concentrações dos componentes do meio reacional, sendo independentes do tipo de reator utilizado (FOGLER, 2002). Com isso pode-se, por exemplo, obter os parâmetros cinéticos das expressões das taxas de formação por meio de experimentos feito em um reator do tipo batelada, e usar os valores desses parâmetros no projeto de reatores do tipo contínuo.

2.1.2.1 TAXA DE CRESCIMENTO MICROBIANO

Os diversos fatores que influenciam no crescimento microbiano devem estar presentes na expressão matemática para a taxa de crescimento microbiano. A expressão pode conter parâmetros dependentes e independentes da temperatura. Os parâmetros devem ser ajustados por meio de dados experimentais, sendo únicos para as condições do processo (temperatura, pH, matéria-prima específica e microrganismo utilizado). Esses parâmetros devem ser válidos para uma ampla faixa de concentração de substrato.

A taxa de crescimento microbiano, proposta por Andrade et al. (2012) é dada pela Equação 4.

$$r_x = \mu_{max} \frac{S}{K_s + S} \exp(-K_i S) \left(1 - \frac{X}{X_{max}}\right)^m \left(1 - \frac{P}{P_{max}}\right)^n \left(1 - \frac{C_{Ac}}{C_{Ac max}}\right)^{nn} \quad (4)$$

Sendo que r_x é a taxa cinética de crescimento microbiano, μ_{max} é a velocidade máxima específica de crescimento celular, K_s é a constante de saturação e K_i é a constante de inibição pelo substrato. As concentrações de células, substrato, produto e ácido acético dentro do reator são representadas, respectivamente, por X , S , P e C_{Ac} . As demais constantes de inibição são os valores de concentração nas quais o crescimento celular cessa completamente, sendo representados por X_{max} para as células, P_{max} para o produto e $C_{Ac max}$ para o ácido acético. Os parâmetros adimensionais para inibição m , n e nn auxiliam na representação da inibição por células, por produto e por ácido acético, respectivamente.

2.1.2.2 TAXA DE PRODUÇÃO DE ETANOL

A taxa de produção de etanol pode ser expressa em função da taxa de crescimento microbiano, como proposto por Luedeking-Piret (1959). A expressão matemática é mostrada na Equação 5.

$$r_p = Y_{p/X} \cdot r_x + m_p \cdot X \quad (5)$$

Sendo que r_p é a taxa de produção do produto, $Y_{p/X}$ é o rendimento de produto baseado em células e m_p é a produção de etanol associada ao crescimento.

2.1.2.3 TAXA DE CONSUMO DE SUBSTRATO

A taxa de consumo de substrato usada por Andrade (2012) é mostrada na Equação 6. Ela leva em conta o consumo de substrato utilizado para o crescimento

celular e o substrato utilizado para gerar energia necessária para a manutenção celular.

$$r_s = \frac{r_x}{Y_x} + m_x X \quad (6)$$

Sendo que r_s é a taxa de consumo de substrato, Y_x é o rendimento celular limite e m_x é o parâmetro de manutenção.

2.1.2.4 PARÂMETROS DAS TAXAS CINÉTICAS

Os experimentos realizados por Andrade (ANDRADE, 2012) foram feitos utilizando a levedura *Saccharomyces cerevisiae* para produzir etanol a partir de uma mistura de melaço e hidrolisado de cana-de-açúcar, uma integração entre as duas gerações de etanol. Os ensaios foram realizados em reator em modo de operação batelada, em cinco temperaturas diferentes na faixa entre 30°C e 38°C. Em cada temperatura, foram realizadas diversas bateladas, onde a primeira batelada em cada temperatura continha inóculo novo de microrganismo, e as demais foram feitas com o reciclo dos microrganismos. Na temperatura de 30°C e 38°C foram feitos 4 ciclos, na temperatura de 32°C e 36°C foram realizados 5 ciclos e na temperatura de 34°C foram realizados 7 ciclos. Com os dados obtidos, o autor ajustou os parâmetros dos modelos cinéticos para cada temperatura. Notou-se que houveram parâmetros que foram influenciados pela temperatura e parâmetros nos quais não sofreram mudanças significativas com diferentes temperaturas.

Utilizando os dados experimentais, foram feitos ajustes para obter os parâmetros das Equações 4 a 6. Os parâmetros das Equações 4 a 6 se dividiram entre os fixos e os dependentes da temperatura. A Tabela 1 mostra os valores dos parâmetros fixos.

Tabela 1: Parâmetros fixos das taxas de formação

Parâmetro	Valor	Unidade
K_s	4,1	kg/m ³
K_i	0,004	m ³ /kg
m_x	0,2	kg/(kg.h)
m_p	0,1	kg/(kg.h)
$C_{Ac\ max}$	4	kg/m ³
m	1	-
n	1,5	-
nn	0,3	-

Fonte: ANDRADE, (2012).

Os parâmetros dependentes da temperatura foram ajustados com os dados obtidos pelos ensaios com reciclo de células. com os valores mostrados na Tabela 2.

Tabela 2: Parâmetros dependentes da temperatura

Parâmetros	Temperatura de fermentação (°C)				
*	30,0	32,0	34,0	36,0	38,0
μ_{max} (1/h)	0,150	0,180	0,190	0,179	0,145
X_{max} (Kg/m ³)	71,900	55,000	43,000	39,800	39,800
P_{max} (Kg/m ³)	96,000	81,340	75,000	72,400	72,020
Y_x (Kg/Kg)	0,100	0,062	0,050	0,040	0,041
$Y_{P/X}$ (Kg/Kg)	4,600	6,7000	8,000	10,500	12,800

Fonte: ANDRADE, (2012).

Com a temperatura conhecida, é possível obter os parâmetros dependentes da temperatura. Juntamente com os parâmetros fixos, pode-se utilizar as Equações 4 a 6.

2.1.3 BIORREATORES

Um biorreator é um equipamento utilizado para cultivar os microrganismos, fornecendo um ambiente adequado para a atividade metabólica e crescimento celular. É responsável por fornecer as condições adequadas de pH, temperatura, agitação e aeração.

Os biorreatores mais comuns são os reatores contínuos de tanque agitado (*Continuous Stirred Tank Reactor* – CSTR) e do tipo batelada. Existem diversos outros tipos de biorreatores projetados para aplicações específicas, como por exemplo fotobiorreatores, reatores de tambor rotativo, biorreator de névoa, de membrana, de leito empacotado e de coluna de bolhas, entre outros (SINGH; KAUSHIK; BISWAS, 2014).

2.1.3.1 BATELADA

Os processos em reatores quando operados em modo batelada são transientes, ou seja, as variáveis do meio reacional variam com tempo. Nesse tipo de reator, os reagentes são inseridos e então misturados, reagindo entre si. Após um determinado tempo, o produto resultante e os reagentes não consumidos são retirados de uma só vez.

Como não há entrada e saída de reagentes, as variações dos reagentes do meio reacional ao longo do tempo são dadas por:

$$\frac{d(V.C_i)}{dt} = r_i \cdot V \quad (7)$$

Sendo C_i a concentração do componente i , r_i é a taxa de formação do componente i e V é o volume do fluido presente no reator. Conhecendo as expressões para r_i , é possível obter os valores de C_i em função do tempo decorrido após o início da reação química.

2.1.3.2 REATORES CONTÍNUOS DE TANQUE AGITADO

O reator contínuo de tanque agitado (CSTR) é um tanque operado em modo contínuo, ou seja, há a entrada de reagentes e saída de produtos de maneira contínua, não havendo variação de massa ao longo do tempo no reator. O CSTR possui composição uniforme dentro do reator, sendo igual à composição de saída e as taxas de formação são iguais em todo reator.

O balanço molar para um reator CSTR, com uma entrada e uma saída, é dado pela Equação 8.

$$0 = F_e C_{i,e} - F_s C_{i,s} + r_i \cdot V \quad (8)$$

Sendo F_e a vazão volumétrica de entrada, F_s é a vazão volumétrica de saída, $C_{i,e}$ é a concentração do componente i na entrada e $C_{i,s}$ é a concentração do componente i na saída.

2.1.3.3 REGIME TRANSIENTE EM CSTR

Na prática, mesmo o CSTR sendo projetado para operar em regime estacionário, podem ocorrer situações nas quais as propriedades variam com tempo como, por exemplo, ligamentos e desligamentos do processo, distúrbios e alterações de processo, entre outros. Nessas situações, a expressão a ser utilizada é:

$$\frac{d(V \cdot C_i)}{dt} = F_e C_{i,e} - F_s C_{i,s} + r_i \cdot V \quad (9)$$

Considerando a hipótese de um reator com V constante, têm-se que $F_e = F_s$. Em um reator CSTR a concentração de saída é a igual à concentração dentro do reator, portanto $C_{i,s} = C_i$. Além disso, pode-se definir uma vazão específica de alimentação, D , definida por $D = \frac{F_e}{V}$. Utilizando essa definição e hipóteses, a Equação 9 pode ser reescrita como:

$$\frac{dC_i}{dt} = D \cdot (C_{i,e} - C_i) + r_i \quad (10)$$

No caso da fermentação alcoólica operada em temperatura constante, existem três equações diferenciais que representam o processo, mostradas nas Equações 11 a 13.

$$\frac{dX}{dt} = D \cdot (X_e - X) + r_X \quad (11)$$

$$\frac{dS}{dt} = D \cdot (S_e - S) - r_S \quad (12)$$

$$\frac{dP}{dt} = D \cdot (P_e - P) + r_P \quad (13)$$

Sendo r_X , r_P e r_S as expressões dadas pelas Equações 4, 5 e 6, respectivamente. O termo r_S é dado como negativo, pois há consumo de substrato, enquanto os termos r_X e r_P são positivos devido a produção de microrganismos e produto.

2.2 CONTROLE DE PROCESSOS

Os sistemas de controle de processos são tecnologias que permitem controlar, de maneira manual ou automática, as variáveis do processo em questão. Inúmeras são as vantagens do controle de processos, como garantir as especificações e aumentar o nível dos produtos, diminuir os gastos durante o processo minimizando a necessidade de reprocessamento, fornecer segurança aos funcionários e certificar que o processo respeite as normas e legislações estabelecidas (CAMPOS; TEIXEIRA 2006).

2.2.1 FUNCIONAMENTO DE UM CONTROLADOR

Diversas variáveis estão presentes durante um processo, sendo divididas principalmente em dois grupos: variáveis de entrada e variáveis de saída. As variáveis de entrada podem ser classificadas em dois tipos: variáveis manipuladas e variáveis de distúrbios. No caso das variáveis manipuladas, seus valores podem ser ajustados com liberdade, seja por um operador ou de maneira automática. Já os distúrbios são causados por fatores externos, cujos quais não podem ser ajustadas livremente. As variáveis de saída podem ser conhecidas, caso seja possível realizar a medição diretamente, ou desconhecidas, caso seu valor não possa ser obtido por medição (STEPHANOPOULOS, 1984).

No projeto de controle, as principais variáveis analisadas são as variáveis controladas e as variáveis manipuladas. A variável controlada é aquela que pode ser medida e controlada, onde normalmente é uma grandeza de saída, sendo de interesse para o processo. A variável manipulada é utilizada para afetar a variável controlada. O controlador, portanto, mede o valor da variável controlada e realiza mudanças de valor da variável manipulada de modo a corrigir o erro, ou seja, o desvio entre o valor lido e o valor desejado da variável controlada (OGATA, 2000).

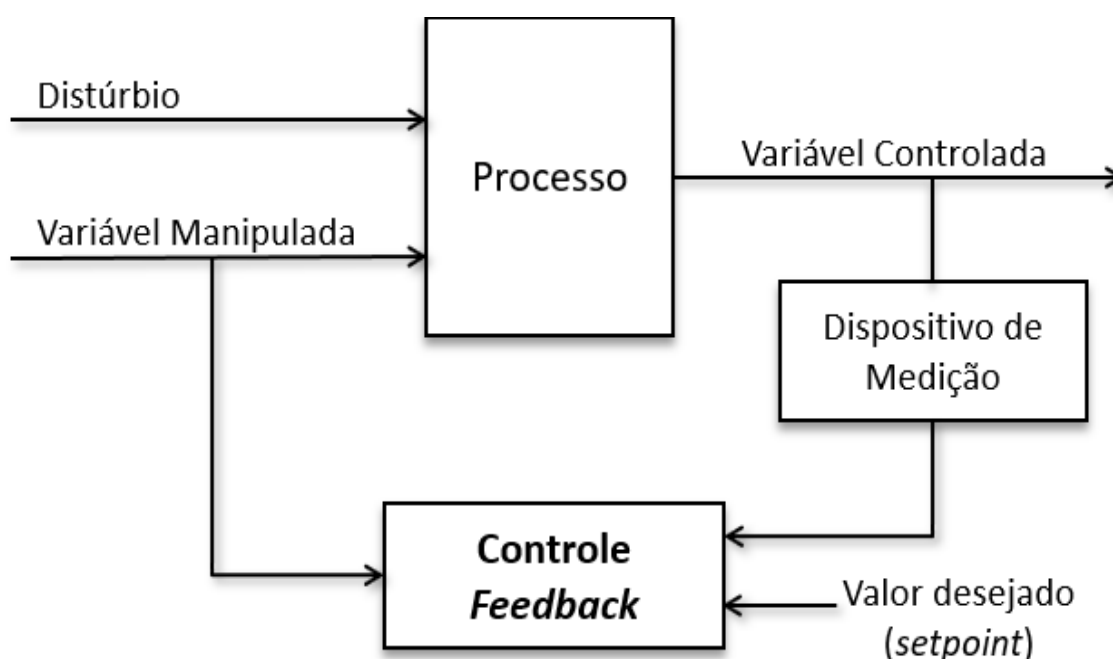
Os sistemas de controle podem ser classificados quanto ao tipo de estratégia, ambos realizados em malha fechada, em *feedforward* e *feedback*. No controle em malha fechada, o sinal de saída influencia na resposta do controlador, visando eliminar o erro.

2.2.1.1 CONTROLE *FEEDBACK*

O propósito de qualquer forma de controle de processos é manter a variável controlada no valor desejado (*set-point*) em meio a distúrbios e perturbações existentes. O controlador do tipo *feedback* consiste na medição da variável controlada, comparando-a com o valor do regime permanente e alimentando a diferença (o erro)

no controlador a fim de alterar a variável manipulada de modo, a ajustar a variável controlada próximo ao regime permanente, visando a eliminação do erro. É relevante ter ciência de que as variáveis de perturbação podem ser medidas em tempo real ou não, e que a realimentação deve ser negativa para que a ação corretiva tomada pelo controlador tenda a levar a variável controlada ao valor desejado (LUYBEN, 1990). O esboço da malha de um controlador *feedback* pode ser observado na Figura 2.

Figura 2: Malha típica de um controlador *feedback*



Fonte: Adaptado de LUYBEN (1990, p. 10).

A estratégia de controle em questão é a técnica mais utilizada nas industriais de processo, por esse motivo é a mais estudada e explorada (GARCIA, 2017). O controlador possui parâmetros de ajuste que podem ser determinados utilizando diferentes algoritmos de compensação. Em se tratando do algoritmo de controle PID, os parâmetros a serem ajustados são o ganho proporcional e as constantes de tempo integral e derivativa. Geralmente, uma malha de controle *feedback* negativa irá oscilar se o ganho do controlador proporcional for muito alto, mas se for muito baixo, o

controle será ineficaz, por isso é necessário que os parâmetros do controlador sejam adequadamente relacionados aos parâmetros do processo, para garantir a estabilidade em malha fechada fornecendo um controle efetivo. Isso é realizado primeiro pela seleção adequada dos métodos de controle para satisfazer os requisitos do processo, e segundo pelo ajuste apropriado dos parâmetros desses métodos, etapa esta conhecida como sintonia do controlador (PERRY, 1997).

Para que seja possível realizar a seleção do melhor método para um dado processo de maneira mais assertiva é necessário avaliar suas vantagens e desvantagens. A Figura 3 expõe algumas das vantagens e desvantagens da técnica de controle *feedback*.

Figura 3: Vantagens e desvantagens do controlador *feedback*

Vantagens	Desvantagens
Feedback	
<ul style="list-style-type: none"> • Não requer identificação e medição de qualquer perturbação para ação corretiva • Não requer um modelo de processo explícito • O controlador pode ser robusto para erros de processo / modelo 	<ul style="list-style-type: none"> • Ação de controle não executada até que o efeito da perturbação tenha sido sentido pelo sistema • Insatisfatório para processos com grandes constantes de tempo e freqüentes perturbações • Pode causar instabilidade na resposta de circuito fechado

FONTE: Adaptado de PERRY (1997).

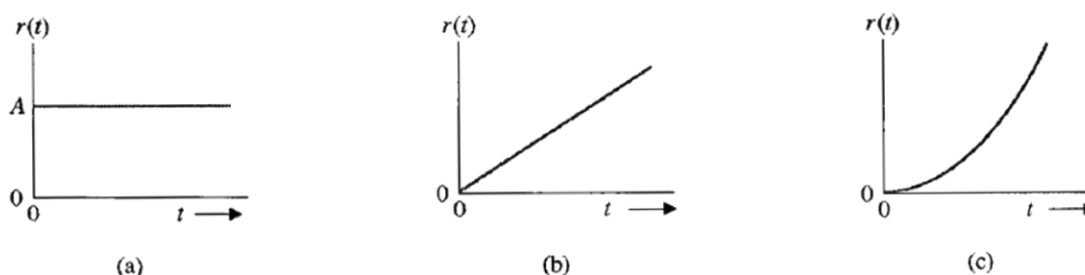
Uma das principais desvantagens do controle *feedback* é o fato da ação de controle não ser executada até que o efeito seja percebido pelo sistema. Em processos com tempo morto muito alto, o controle *feedback* pode ser difícil de ser implementado. Entretanto, as vantagens desse método de controle, na maioria das vezes, superam as desvantagens.

2.2.1.2 PERTURBAÇÕES DO SISTEMA

Os sistemas de controle possuem certas especificações no domínio do tempo que são de extrema importância, uma vez que as variáveis relacionadas ao processo variam no tempo. Primeiramente é necessário determinar se o sistema é estável, após tal verificação, em caso positivo, a resposta a um sinal de entrada especificado fornecerá várias medidas de desempenho. Não obstante, como o sinal efetivo de entrada é tipicamente desconhecido, escolhe-se um sinal de entrada para teste. Tal abordagem é de grande utilidade, pelo fato de haver uma correlação razoável entre a resposta de um sistema a um sinal de entrada padronizado para teste e a capacidade do sistema atuar sob condições normais de operação.

Os sinais de entrada para testes mais comumente utilizados são a entrada do tipo degrau, rampa e parabólica (DORF, 2001). Estas entradas são mostradas na Figura 4, com o valor de A representando uma constante. Os gráficos representam a entrada $r(t)$ em função do tempo t . É possível perceber que a entrada em rampa é a integral do sinal de entrada do tipo degrau, enquanto a entrada parabólica é a integral da entrada em rampa (DORF, 2001).

Figura 4: Sinais de entrada para teste (a) Degrau, (b) rampa, (c) parábola



Fonte: DORF (2001, p. 182).

As equações que representam estes sinais de testes são mostradas na Figura 5. Elas possuem duas representações: A primeira, no domínio do tempo, é

representada por $r(t)$ e a segunda, no domínio da frequência s , é representada por $R(s)$.

Figura 5: Equações no domínio do tempo e da frequência para os sinais de teste

Sinal de Teste	$r(t)$	$R(s)$
Degrau	$r(t) = A, t > 0$ $= 0, t < 0$	$R(s) = A/s$
Rampa	$r(t) = At, t > 0$ $= 0, t < 0$	$R(s) = A/s^2$
Parábola	$r(t) = At^2, t > 0$ $= 0, t < 0$	$R(s) = 2A/s^3$

Fonte: DORF (2001, p. 182).

Caso o modelo do sistema esteja no domínio da frequência, o sinal de teste deve ser inserido no formato $R(s)$. Se o sistema estiver modelado no domínio do tempo, a equação do sinal de teste precisa estar no domínio de tempo $r(t)$.

2.2.2 CONCEITOS MATEMÁTICOS UTILIZADOS EM PROCESSOS

A seguir, é apresentada uma breve explicação sobre conceitos matemáticos importantes, sendo eles a linearização e transformada de Laplace.

2.2.2.1 LINEARIZAÇÃO

A linearização de sistemas não-lineares é muito importante, pois por meio dela é possível aplicar diversos métodos de análise linear capazes de fornecer informações sobre o sistema não-linear. As equações cinéticas e equações de transporte usadas como equações auxiliares nos balanços de massa e energia de sistemas da

Engenharia Química, frequentemente são muito não-lineares. Um método comumente utilizado para linearizar sistemas não-lineares é a expansão por série de Taylor. Para uma determinada variável dependente (y), sua função em relação a uma variável independente (x) pode ser dada por:

$$y = f(x) \quad (14)$$

Considerando as condições de operação normais (regime permanente) de y e x sendo representadas, respectivamente, por \bar{y} e \bar{x} , pode-se aplicar a expansão em série de Taylor em torno desses pontos, resultando em (OGATA, 2000):

$$y = f(\bar{x}) + \frac{1}{1!} (x - \bar{x}) \left. \frac{dy}{dx} \right|_{x=\bar{x}} + \frac{1}{2!} (x - \bar{x})^2 \left. \frac{d^2y}{dx^2} \right|_{x=\bar{x}} + \dots \quad (15)$$

Para pequenos valores de $x - \bar{x}$, pode-se desprezar os termos de ordem maior. Com isso, uma boa aproximação para a Equação 15 é:

$$y = (x - \bar{x}) \left. \frac{dy}{dx} \right|_{x=\bar{x}} \quad (16)$$

Essa expressão é uma função que representa satisfatoriamente, para pequenos valores de $x - \bar{x}$, a dependência de y de uma maneira linear em relação a x .

No caso de uma função dependente de múltiplas variáveis, dada por:

$$y = f(x_1, x_2, \dots, x_n) \quad (17)$$

A expansão em série de Taylor para a função dada, considerando os valores normais de operação como sendo $\bar{x}_1, \bar{x}_2, \dots, \bar{x}_n$, e desprezando os termos de ordem mais alta, chega-se no modelo linear de y :

$$y = f(x_1, x_2, \dots, x_n) = f(\bar{x}_1, \bar{x}_2, \dots, \bar{x}_n) + (x_1 - \bar{x}_1) \cdot \left. \frac{\partial f}{\partial x_1} \right|_{x_1=\bar{x}_1} + (x_2 - \bar{x}_2) \cdot \left. \frac{\partial f}{\partial x_2} \right|_{x_2=\bar{x}_2} + \dots + (x_n - \bar{x}_n) \cdot \left. \frac{\partial f}{\partial x_n} \right|_{x_n=\bar{x}_n} \quad (18)$$

Em geral, os processos complexos envolvem variáveis dependentes de diversas outras. A Equação 18 é muito utilizada nesse caso, fornecendo uma boa aproximação linear nos casos onde $x_1 - \bar{x}_1, x_2 - \bar{x}_2, \dots$, e $x_n - \bar{x}_n$ são pequenos. Pode-

se aplicar diversos métodos de análises lineares nas equações linearizadas como, por exemplo, a transformada de Laplace.

2.2.2.2 TRANSFORMADA DE LAPLACE

Dada uma função $f(t)$, a transformada de Laplace permite obter uma função de variável s , no domínio da frequência. Em diversos casos, aplicar a transformada de Laplace permite diminuir a complexidade na análise do comportamento em sistemas de equações. Por exemplo, pode-se converter equações diferenciais ordinárias lineares com coeficientes constantes em equações algébricas. Assim, um sistema representando por diversas equações diferenciais passa a ser representado como um sistema algébrico, onde a obtenção da solução é muito mais simples.

A transformada de Laplace de uma função $f(t)$, para $t \geq 0$, é definida por (ZILL; CULLEN, 2008):

$$\mathcal{L}\{f(t)\} = \int_0^{\infty} e^{-st} f(t) dt \quad (19)$$

Com $\mathcal{L}\{f(t)\}$ denotando a transformada de Laplace da função $f(t)$ para o caso em que a integral imprópria convirja. Nessa situação, $\mathcal{L}\{f(t)\}$ se torna uma função de s .

Uma das principais aplicações é o uso em transformadas de derivadas. Sendo uma função $f(t)$ representada por f , sua derivada de primeira ordem sendo representada por f' , sua derivada de n -ésima ordem por f^n , tem-se que, considerando que $f, f', \dots, f^{(n-1)}$ sejam contínuas em $[0, \infty)$, de ordem exponencial, e se f^n é contínua por partes em $[0, \infty)$, então (ZILL, 2008):

$$\mathcal{L}\{f^n(t)\} = s^n \mathcal{L}\{f(t)\} - s^{n-1} f(0) - s^{n-2} f'(0) - \dots - f^{(n-1)}(0) \quad (20)$$

A expressão mostra que a transformada de Laplace em uma derivada permite diminuir a ordem da derivada em uma unidade. No caso de equações diferenciais de primeira ordem, a expressão resultante se torna uma função algébrica.

Ao obter a solução do problema em função da variável s , será necessário posteriormente obter essa função na variável t . A transformada inversa de Laplace é utilizada para encontrar uma função $f(t)$ tal que sua transformada seja $\mathcal{L}\{f(t)\}$, sendo definida por:

$$f(t) = \mathcal{L}^{-1}\{\mathcal{L}\{f(t)\}\} \quad (21)$$

2.2.3 FUNÇÕES DE TRANSFERÊNCIA

As funções de transferência são expressões algébricas que, dado um determinado modelo de processo, relacionam a saída de uma variável em função da entrada de outra variável, no domínio de Laplace, isto é, a obtenção da função de transferência advém da solução de um modelo dinâmico por Transformada de Laplace. Deve-se ressaltar que as funções de transferência somente podem ser obtidas por meio de equações diferenciais lineares (SEBORG; EDGAR; MELLICHAMP, 2004). A Equação 22 mostra um exemplo de funções de transferência genérica.

$$G(s) = \frac{Y(s)}{U(s)} = \frac{b_ms^m + b_{m-1}s^{m-1} + \dots + b_0}{a_ns^n + a_{n-1}s^{n-1} + \dots + a_0} \quad (22)$$

Sendo que $G(s)$ representa a função de transferência, $Y(s)$ é a variável de saída e $U(s)$ é a variável de entrada. Uma característica interessante é que os parâmetros b_m, b_{m-1}, \dots, b_0 e a_n, a_{n-1}, \dots, a_0 dependem das condições de operação do processo. Além disso, a função de transferência $G(s)$ não contém explicitamente as condições iniciais do processo (SEBORG; EDGAR; MELLICHAMP, 2004).

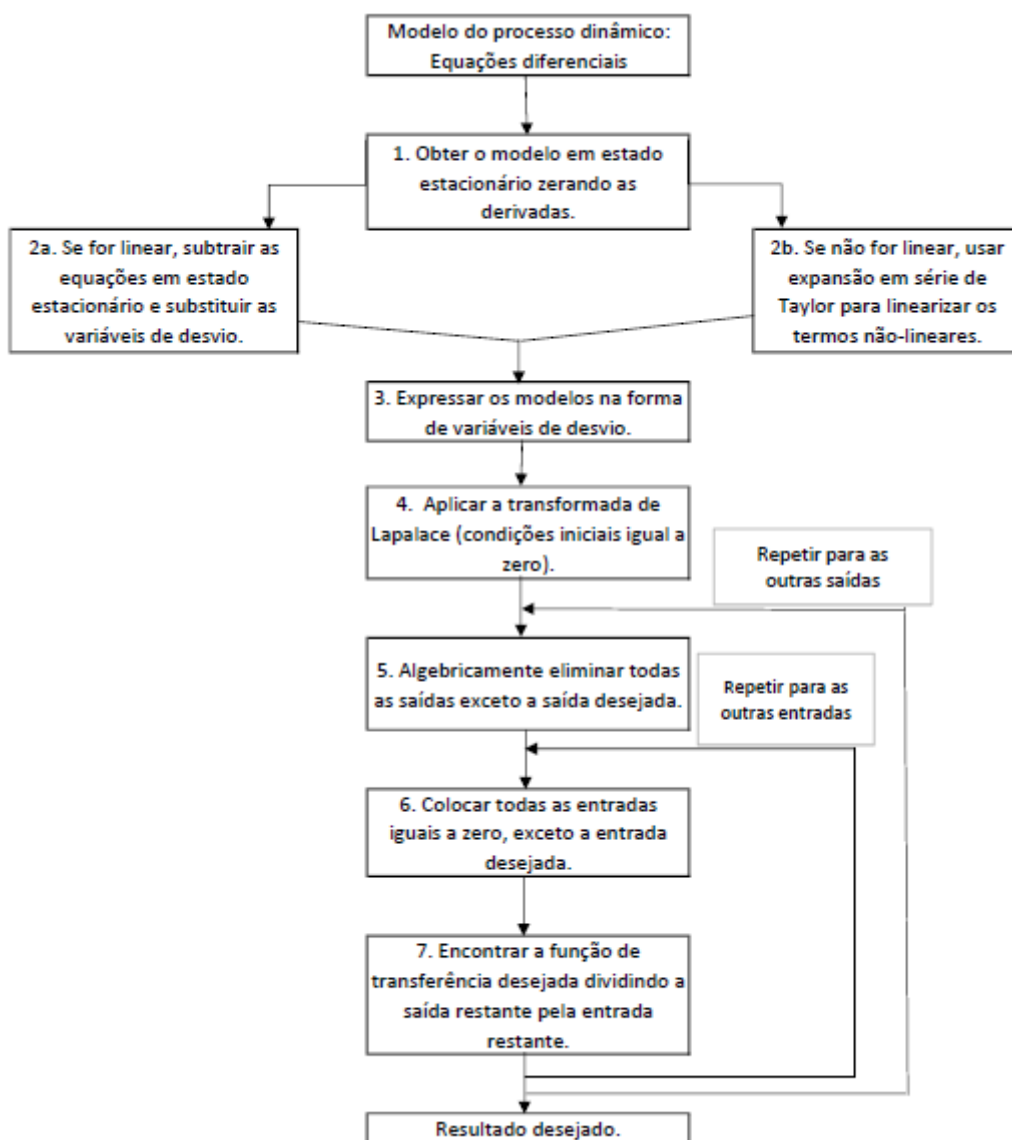
Uma forma conveniente de expressar os sinais de entrada e saída é colocá-los em termo de variáveis de desvio. A variável de desvio de uma variável X é definida como:

$$X' = X - \bar{X} \quad (23)$$

Sendo X uma variável qualquer, \bar{X} o valor de regime permanente da variável X e X' é a variável de desvio. Uma função de transferência $G(s)$ existe apenas no domínio de Laplace e em termos de uma variável de desvio.

O fluxograma esquemático a seguir ilustra as etapas para a obtenção das funções de transferência.

Figura 6: Fluxograma esquemática para obter funções de transferência



Fonte: SEBORG; EDGAR; MELLICHAMP (2004).

As funções de transferência possuem duas propriedades úteis: propriedade aditiva e propriedade multiplicativa. Na propriedade aditiva, a saída é obtida por meio de diversas entradas, onde cada entrada passa por uma função de transferência, se somando e gerando a saída final. Por exemplo, um sistema do tipo:

$$Y(s) = G_1(s) \cdot U_1(s) + G_2(s) \cdot U_2(s) \quad (24)$$

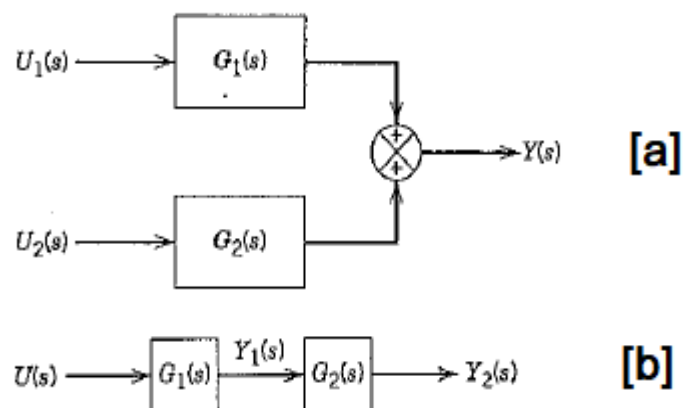
Depende de duas entradas, $U_1(s)$ e $U_2(s)$. Com essas entradas e as respectivas funções de transferência, pode-se obter o valor da saída, $Y(s)$.

A propriedade multiplicativa surge em processos sequenciais, como no caso de reatores CSTR em série. Por exemplo, num sistema do tipo $Y_1(s) = G_1(s)U(s)$ e $Y_2(s) = G_2(s)Y_1(s)$, pode-se obter a saída $Y_2(s)$ diretamente da entrada $U(s)$, por meio da expressão:

$$Y_2(s) = G_2(s)G_1(s)U(s) \quad (25)$$

As propriedades aditivas e multiplicativas são muito úteis, principalmente em processos no qual possuem diversas entradas e saídas. Elas podem ser representadas em esquemas de diagramas de blocos, onde cada bloco representa uma função de transferência. A Figura 7 ilustra o diagrama de blocos para a propriedade aditiva da Equação 24 e para a propriedade multiplicativa da Equação 25.

Figura 7: Diagramas de blocos para [a] propriedade aditiva e [b] propriedade multiplicativa



O diagrama de blocos é muito útil, pois permite visualizar e compreender rapidamente as entradas e saídas do sistema, bem como a relação entre eles. Diversos *softwares* representam o modelo com diagrama de blocos, um exemplo é o MATLAB e sua biblioteca *Simulink*. Nele, é possível inserir blocos contendo funções de transferência de maneira simples e prática. Além disso, o mesmo contém diversos blocos prontos contendo rotinas importantes para controle de processos. Por ser muito intuitivo, o *Simulink* é amplamente conhecido e utilizado para simulações e controle de processos.

2.2.4 CONTROLADOR PID

O controle PID é uma lei matemática de controle de processos baseada na resposta do erro obtido no processo em função da medição da variável controlada. A sigla PID se refere aos termos usados na equação geral do controlador, são eles: P para o termo proporcional, I para o termo integral e D para o termo derivativo. Cada um dos três termos pode ser selecionado para obter diferentes ações de controle. Podem ser usados em processos, controle apenas proporcional (P), proporcional e integral (PI) e proporcional, integral e derivativo (PID), de modo a aprimorar a resposta diante das perturbações do sistema.

Os controladores PID são provavelmente os controladores industriais mais amplamente utilizados, tem uma longa história de uso e sobreviveu as mudanças de tecnologia da era analógica para a era do sistema de controle digital por computador, de maneira bastante satisfatória. Foi o primeiro e único controlador a ser produzido em massa para o mercado de alto volume que existia nas indústrias de processo. A introdução da transformada de Laplace para estudar o desempenho de sistemas de controle de realimentação apoiou seu sucesso tecnológico na comunidade de engenharia. (JOHNSON et al., 2005).

2.2.4.1 EQUAÇÃO DE SINTONIA PID

O algoritmo de ação de controle PID é o mais utilizado na indústria (CAMPOS; TEIXEIRA, 2006). A popularidade do PID se deve pela facilidade em se ajustar os parâmetros, seu desempenho em grandes faixas de condições operacionais e a simplicidade, permitindo-o ser operado facilmente (DORF; BISHOP, 2001).

O controlador PID calcula o erro entre o valor medido da variável controlada e o valor do regime permanente. A ação de controle do PID possui o objetivo de zerar ou minimizar o erro. A saída do PID usa uma combinação de três ações de controle: proporcional, integrativo e derivativo. A principal vantagem dessa combinação é que o PID possui a vantagem dos três tipos de ações de controle individuais (OGATA, 2000).

A Equação 26 representa a ação de controle do PID.

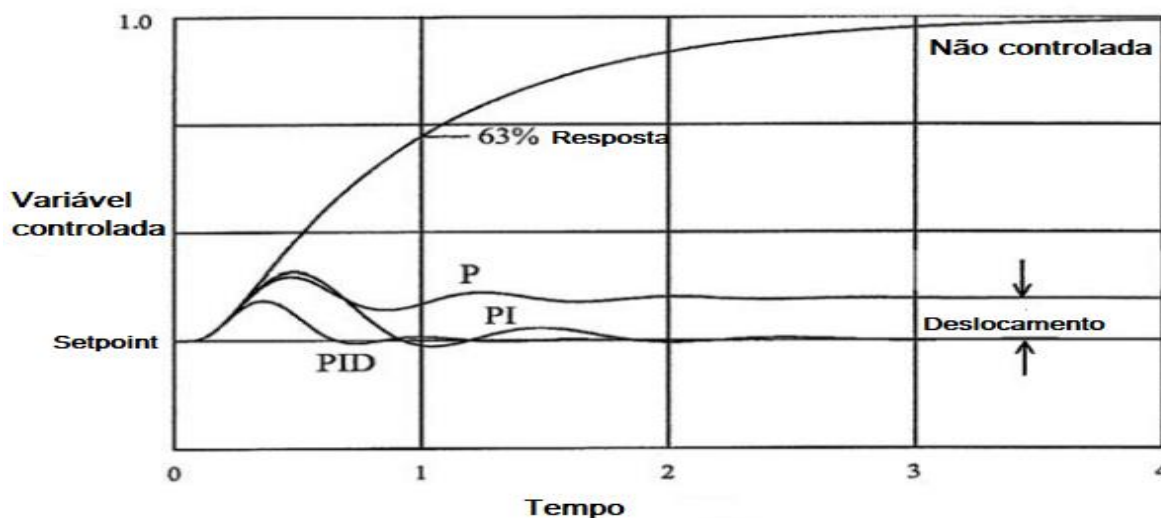
$$u(t) = K_C e(t) + \frac{K_C}{\tau_I} \int_0^t e(t) dt + K_C \tau_d \frac{de(t)}{dt} \quad (26)$$

Sendo que $u(t)$ é a ação de controle, $e(t)$ é o erro medido, K_C é a constante proporcional, τ_I é a constante integrativa e τ_d é a constante derivativa. A Equação 27 representa a Equação 26 na forma de função de transferência.

$$\frac{U(s)}{E(s)} = K_C + \frac{K_C}{\tau_I} \frac{1}{s} + K_C \tau_d s \quad (27)$$

A Figura 8 mostra a importância do controlador PID quando ocorre um distúrbio no processo. Nota-se que o controlador proporcional (P) sofre um deslocamento em relação ao regime permanente. Já o controlador Proporcional-integrativo (PI) e PID se estabilizam no regime permanente. Entretanto, nota-se que o PID é muito mais estável que o PI.

Figura 8: Resposta da variável controlada em função do tempo para diversos controladores



Fonte: PERRY; GREEN (2008, seção 8, p. 16).

Diversos processos utilizam o controlador PID. Alguns exemplos são os fornos, processos de tratamento térmico, controle de pH e principalmente em controle de composição e temperatura (CAMPOS; TEIXEIRA, 2006).

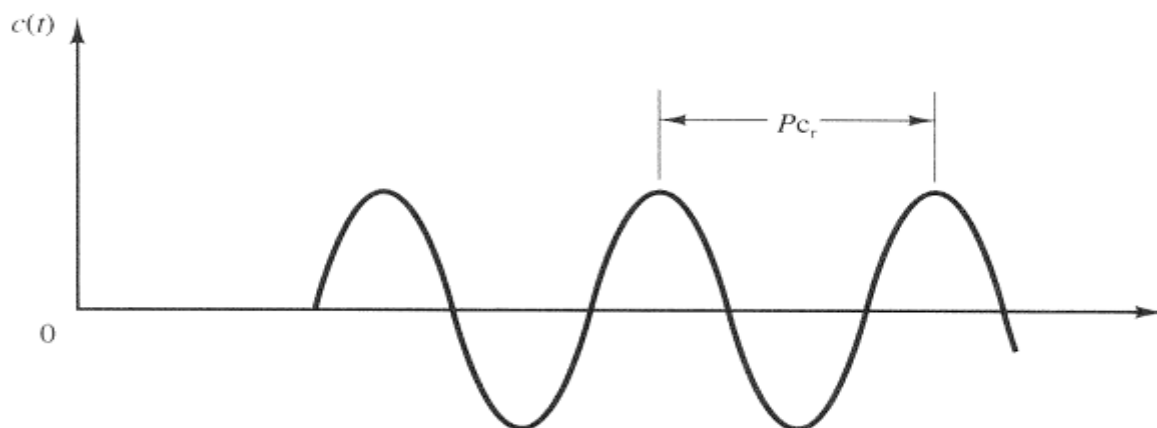
2.2.4.2 DETERMINAÇÃO DAS CONSTANTES K_C , τ_i E τ_d

Para se utilizar as Equações 26 e 27, é necessário determinar os valores das constantes K_C , τ_i e τ_d . Existem diversos métodos para se determinar essas constantes. Um dos métodos mais conhecidos é o método heurístico de Ziegler-Nichols (ZIEGLER; NICHOLS, 1943). Também se destaca o método de Cohen-Coon (COHEN; COON, 1953). Atualmente, existem softwares com algoritmos próprios para a determinação das constantes de equação de sintonia PID, como é o caso do MATLAB.

2.2.4.2.1 MÉTODO DE ZIEGLER NICHOLS

Nesse método, os valores de τ_i , τ_d e K_p são ajustados inicialmente, respectivamente, com o valor de infinito, zero e zero. O valor de K_p é aumentado até atingir um valor crítico, K_{cr} , no qual ocorre uma resposta oscilatória com amplitude constante igual a P_{cr} (OGATA, 2000), conforme mostrado na Figura 9.

Figura 9: Resposta oscilatória com amplitude constante



Fonte: OGATA (2000, p. 546).

Com os valores de K_{cr} e P_{cr} determinados, pode-se obter os valores dos constantes K_c , τ_i e τ_d por meio da Tabela 3.

Tabela 3: Constantes do método de Ziegler-Nichols para a equação de sintonia do PID

Tipo de controlador	K_c	τ_i	τ_d
P	$0,50K_{cr}$	-	-
PI	$0,45K_{cr}$	$P_{cr}/1,2$	-
PID	$0,60K_{cr}$	$P_{cr}/2$	$P_{cr}/8$

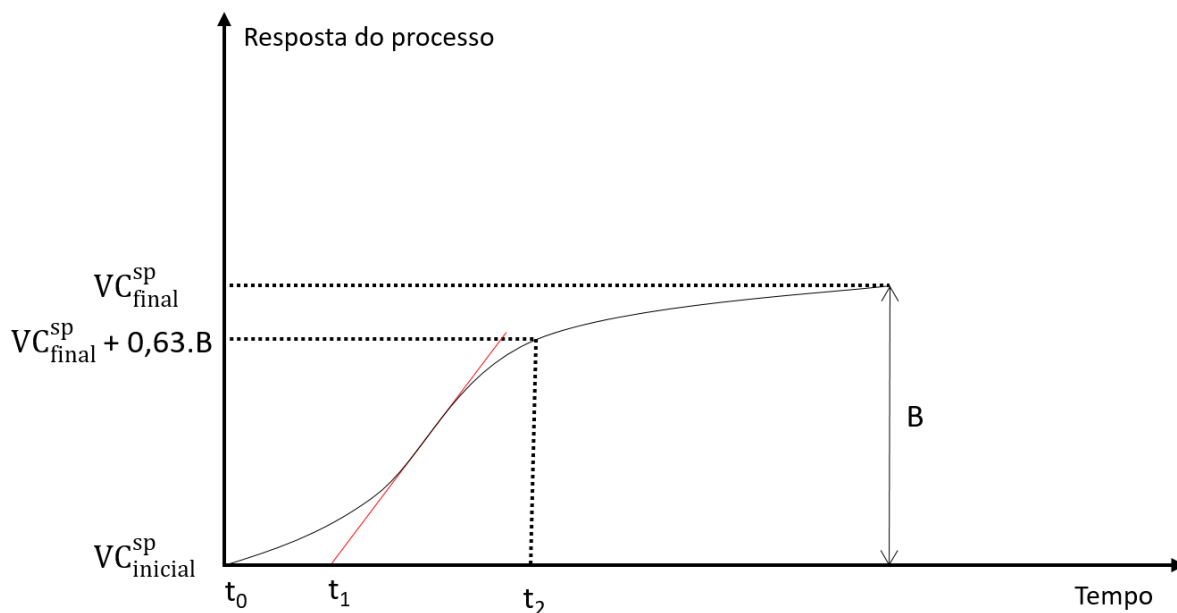
Fonte: Adaptado de OGATA (2000, p. 547).

Ressalta-se que no caso em que a resposta oscilatória não se torna constante, é necessário utilizar outros métodos para obter os valores das constantes.

2.2.4.2.2 MÉTODO DE COHEN-COON

O método de Cohen-Coon se baseia no uso de um degrau na variável manipulada e na sua resposta em malha aberta (COHEN; COON, 1953). A Figura 10 ilustra uma típica resposta da variável controlada frente a um degrau na variável manipulada.

Figura 10: Figura típica de resposta do sistema



Fonte: Adaptado de CHIDAMBARAM; SAXENA (2018, p. 6).

Dado um degrau no tempo t_0 com magnitude A na variável manipulada, obtém-se uma alteração na variável controlada, indo de seu valor em estado estacionário, $VC_{inicial}^{sp}$, até o novo valor de *set-point* após a perturbação, VC_{final}^{sp} . Com o gráfico

obtido, deve-se encontrar o ponto de inflexão e traçar uma curva tangente a esse ponto. A distância entre t_0 e o valor de t_1 da curva tangente que possui como ordenada o valor de $VC_{inicial}^{sp}$ é chamado de tempo morto, t_d . Após isso, deve-se encontrar o valor de t_2 no qual o valor da ordenada seja igual a $VC_{inicial}^{sp} + 0,63.B$, com B dado pela seguinte equação:

$$B = VC_{final}^{sp} - VC_{inicial}^{sp} \quad (28)$$

A constante de tempo é obtida pela distância entre t_2 e t_1 , conforme mostrado na Equação 29. Já o tempo morto pode ser descrito matematicamente pela Equação 30, com *abs* indicando que se deve utilizar o valor absoluto da expressão entre parêntesis.

$$\tau = t_2 - t_1 \quad (29)$$

$$t_d = abs(t_1 - t_0) \quad (30)$$

Por último, é definido a variável K_p , como sendo a razão entre o valor da mudança total na variável controlada e a magnitude do degrau realizada na variável controlada.

$$K_p = \frac{B}{A} \quad (31)$$

Deve-se repetir o procedimento algumas vezes com degraus diferentes na variável controlada para obter diversos valores de τ , t_d e K_p . Com as médias dos valores resultantes, utiliza-se as expressões da Tabela 4 para obter as constantes da equação de sintonia do PID.

Tabela 4: Expressões para K_c , τ_i , τ_d por meio do método de Cohen-Coon

	Controle PI	Controle PID
K_c	$\frac{0,90}{K_p} \cdot \left(\frac{\tau}{t_d} + 0,092 \right)$	$\frac{1,35}{K_p} \cdot \left(\frac{\tau}{t_d} + 0,185 \right)$
τ_i	$3,33 \cdot t_d \left(\frac{\tau + 0,092 t_d}{\tau + 2,22 t_d} \right)$	$2,5 \cdot t_d \left(\frac{\tau + 0,185 t_d}{\tau + 0,611 t_d} \right)$
τ_d	0	$0,37 t_d \left(\frac{\tau}{\tau + 0,185 t_d} \right)$

Fonte: Adaptado de CHIDAMBARAM; SAXENA (2018, p. 7).

Com as constantes determinadas, deve-se implementar o controle e realizar testes a fim de averiguar se as constantes obtidas são adequadas para o controle do processo em questão.

2.2.4.2.3 MÉTODO MATLAB

Existem softwares que encontram os parâmetros para a equação da sintonia do PID de maneira própria. Um deles é o software MATLAB e sua biblioteca de *Simulink*. Nele, há um bloco de controle PID que possui um algoritmo próprio para obter as constantes da equação do PID. A expressão utilizada envolve quatro constantes, conforme Equação 32 a seguir.

$$\frac{U(s)}{E(s)} = p + i \frac{1}{s} + D \frac{N}{1 + N \cdot \frac{1}{s}} \quad (32)$$

Sendo p , i , D e N as constantes da equação de sintonia do PID. Dependendo dos valores dessas constantes, pode-se obter controles derivados dessa expressão. Se D for igual a zero, tem-se um controle PI. Se $i = 0$, tem-se um controle PD. Caso i e D sejam nulos, tem-se um controle P e no caso de p e D nulos tem-se um controle I, totalmente integrativo. Tipicamente, controles PD e I não são adequados, sendo os controladores PI e PID os mais utilizados.

2.2.5 REPRESENTAÇÃO NO ESPAÇO DOS ESTADOS

Os processos dinâmicos geralmente são compostos por uma ou mais equações diferenciais ordinárias. Uma forma compacta de representar essas equações diferenciais e relacionar as derivadas das variáveis, variáveis de entrada, saída e de estado é por meio da representação no espaço dos estados (SEBORG, 2002).

A representação no espaço dos estados para sistemas não-lineares é dada pelas Equações 33 e 34 e é muito útil nos estudos em controle de processos não-lineares (SEBORG, 2002).

$$\dot{x}(t) = f[x(t), u(t), t] \quad (33)$$

$$y(t) = g[x(t), u(t), t] \quad (34)$$

Sendo $\dot{x}(t)$ as derivadas das variáveis de estado, $x(t)$ as variáveis de estado, t o tempo, $u(t)$ as variáveis de entrada e $y(t)$ as variáveis de saída.

No caso de sistemas lineares a representação no espaço de estados pode ser feita por meio de multiplicação de matrizes e vetores, conforme Equações 35 e 36.

$$\dot{x}(t) = Ax + Bu \quad (35)$$

$$y(t) = Cx + Du \quad (36)$$

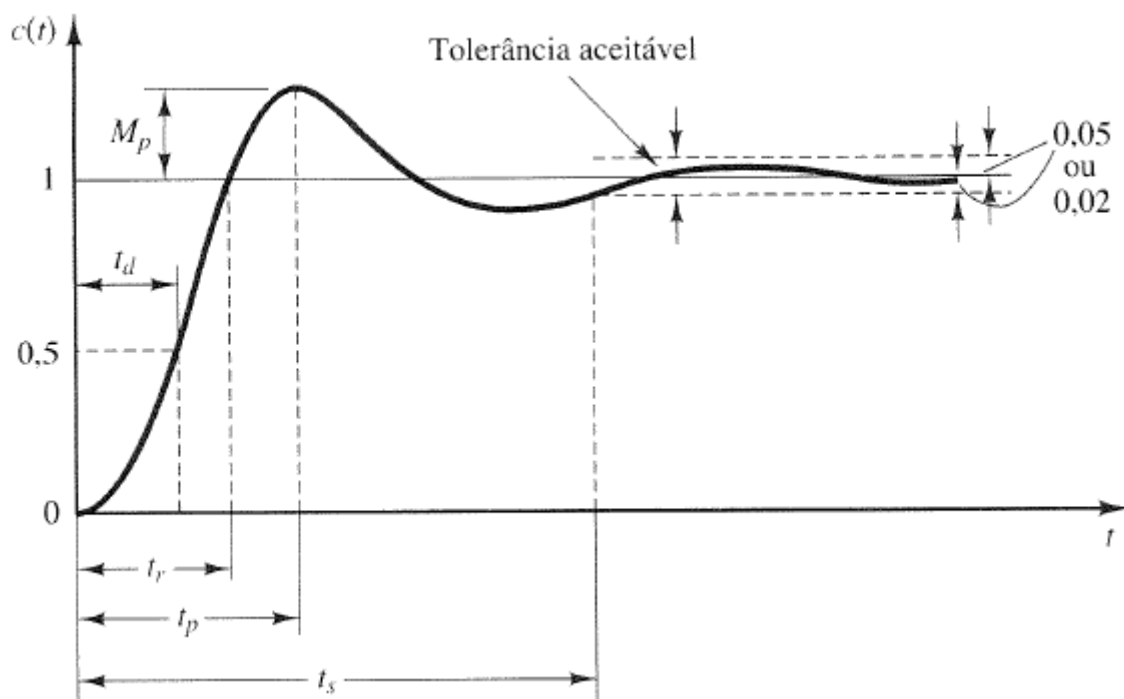
Sendo as matrizes A , B , C e D constantes. Com sistemas muito complexos, envolvendo várias equações diferenciais ordinárias, a representação em forma de multiplicação de matrizes se torna muito útil, tornando o sistema de fácil entendimento.

2.2.6 RESPOSTA TRANSITÓRIA

As perturbações e excitações causadas em um sistema geram respostas transitórias até que o mesmo alcance um novo ponto de equilíbrio. É necessário especificar características da resposta, para poder realizar uma comparação entre

elas, com outros sistemas e com outros métodos. Uma resposta transitória característica é mostrada na Figura 11.

Figura 11: Resposta transitória devido a perturbação



Fonte: OGATA (2000, p. 126).

Tipicamente a resposta é analisada tendo o valor da variável controlada analisada em seu regime permanente inicial referenciada em zero. O tempo de atraso, t_d , é o tempo decorrido após a perturbação na qual o valor de $c(t)$ atinge metade do seu valor final pela primeira vez. O tempo de subida t_r é definido como sendo o tempo após a realização da perturbação no qual a variável controlada atinge pela primeira vez o seu novo valor de estado estacionário. O instante de pico, t_p , ocorre quando $c(t)$ atinge o valor máximo possível causado pela perturbação. Por último, o tempo de acomodação, t_s , é o tempo necessário para que a variável $c(t)$ atinja uma determinada faixa e ali permaneça (OGATA, 2000). Essa faixa geralmente é definida em termos de porcentagem do valor final alcançado após um longo período decorrido desde a perturbação, $c(\infty)$, possuindo valores entre 2% e 5%. A diferença entre o

valor máximo atingido pela variável controlada $c(t)$ após a perturbação e o valor de estado estacionário após a perturbação é chamado de máximo valor de ultrapassagem (M_p), utiliza-se tal parâmetro para calcular um índice de estabilidade muito importante comumente chamado de *overshoot* que é definido pela razão entre o valor máximo de ultrapassagem e a altura associada ao tempo de subida, que de acordo com a Figura 12 tem valor unitário. Uma forma comumente utilizada para expressar o valor de M_p é dada em função de $c(t_p)$ e $c(\infty)$, como mostra a Equação 37.

$$M_p = \frac{c(t_p) - c(\infty)}{c(\infty)} \cdot 100\% \quad (37)$$

Em malha aberta, é importante conhecer o quanto uma variável controlada $c(t)$ se afasta de seu regime permanente original após uma perturbação. Pode-se definir uma relação conforme Equação 38.

$$E_{sp} = \frac{c(\text{máx})}{c(sp)} \cdot 100\% \quad (38)$$

Sendo $c(\text{máx})$ o valor máximo atingido pela variável controlada após a perturbação e $c(sp)$ o valor de regime permanente inicial da variável controlada. Consequentemente, E_{sp} mensura o quanto a variável controlada se afastou de seu regime permanente após uma perturbação do sistema em malha aberta.

Outra forma de comparação importante é o erro relativo, E_{rel} . Ela relaciona o erro obtido de uma determinada variável ω em relação a uma referência, ω^{ref} . A relação matemática é dada por:

$$E_{rel} = \text{abs} \left(\frac{\omega - \omega^{ref}}{\omega^{ref}} \right) \cdot 100\% \quad (39)$$

A Equação 39 mostra que o erro relativo é definido como o valor absoluto da diferença entre uma variável e sua referência, dividido pelo seu valor de referência e multiplicado por 100%.

É de grande importância a análise dos índices de estabilidade, uma vez que eles nos proporcionam informações cruciais para escolha do melhor método de controle.

3 MATERIAIS E MÉTODOS

3.1 MATERIAIS

Por se tratar de um trabalho de caráter computacional, os principais materiais utilizados consistiram em um computador e *softwares* para realizar os cálculos e análises dos resultados.

Foi utilizado um computador com as seguintes especificações: sistema operacional Windows 10 *Home Single Language* 64-bit, CPU Intel Celeron G540 @ 2.50GHz, memória RAM 4.00GB *Dual-Channel DDR3 @ 532MHz (8-8-8-20)*, placa-mãe *Gigabyte Technology Co. Ltd. H61M-S1*, placa de vídeo *Intel HD Graphics* (Gigabyte) e disco rígido de armazenamento 298GB *Western Digital WDC WD3200BPVT-00JJ5T0 ATA Device (SATA)*.

O principal *software* utilizado foi o MATLAB. Esse *software* contém a biblioteca *Simulink*, uma ferramenta para modelagem, análise e simulação de sistemas dinâmicos (TEWARI, 2012). Seu funcionamento consiste em utilizar diagramas de blocos para criar modelos dinâmicos, sendo muito intuitivo. Cada bloco representa uma rotina que realiza uma ou mais funções, podendo o usuário utilizar e modificar blocos já existentes e até mesmo criar blocos com uma rotina específica escrita pelo próprio usuário.

3.2 MÉTODOS

3.2.1 FLUXOGRAMA DO PROCESSO CONSIDERADO NESSE ESTUDO

O presente estudo trata da produção de etanol, integrando os processos E1G e E2G, como mostrado na Figura 12. O processo de produção industrial de etanol

requer que a concentração de etanol na saída do último reator (corrente F_6) atinja um valor entre 65 e 70 kg/m³, para evitar complicações na etapa de destilação (ANDRIETTA, 1994). Nesse estudo, foram considerados 6 fermentadores perfeitamente agitados, possuindo volumes idênticos. Considerou-se que na purga saia apenas água e todas as células mortas. A vazão de água de tratamento considerada (corrente de água que entra no misturador 2) é 20% maior que a vazão da corrente de creme de levedura (corrente F_l).

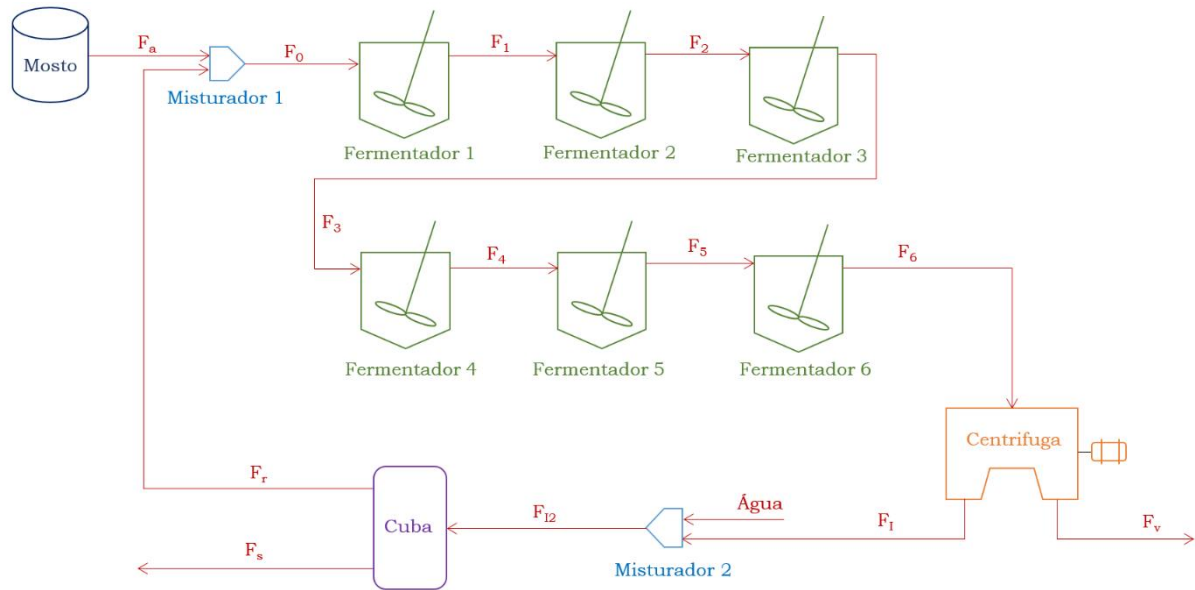
Para focar no controle do processo de fermentação em si, foram considerados reatores isotérmicos, com temperatura fixa em 34°C, valor ótimo encontrado por Andrade (ANDRADE, 2012). Adotou-se também que a densidade em todas as correntes é igual e constante. Por último, foi considerado que há uma concentração de ácido acético fixa presente na corrente de alimentação (F_a), sendo igual a 0,8 kg/m³, valor considerado nos experimentos feitos por Andrade (ANDRADE, 2012).

As variáveis de projeto selecionadas foram: razão de reciclo de 30%, concentração de microrganismo na corrente F_l igual a 180 kg/m³, concentração de células no reciclo de 90 kg/m³, concentração de substrato no mosto (S_a) igual a 175 kg/m³, vazão F_a de saída do mosto de 105 m³/h. A corrente F_0 de alimentação do primeiro fermentador é formada pela mistura da corrente F_a e F_r (de reciclo). Como todos os reatores estão em série, a composição da entrada dos reatores 2 a 6 é igual a composição de saída do reator anterior.

A corrente de saída do último fermentador (F_6) é enviada para as centrifugas, onde são separadas nas correntes F_v e F_l . A corrente F_v possui alta concentração de etanol e é enviada para a seção de destilação. Essa corrente é misturada com água pura e então enviada para a seção de tratamento. Após as cubas, existem duas correntes. A corrente F_s possui somente água com todas as células mortas geradas no processo. A corrente F_r é enviada para o misturador 1, permitindo reciclar os microrganismos para os fermentadores.

Esses valores de projeto e a representação esquemática do processo (Figura 12) foram considerados com base no trabalho de Andrietta (ANDRIETTA, 1994) e Violaro (VIOLARO, 2019).

Figura 12: Representação esquemática do processo de fermentação alcoólica considerado



Fonte: Própria.

3.2.2 MODELAGEM MATEMÁTICA

Com as considerações de projeto efetuadas, realizou-se a modelagem matemática do processo apresentado na Figura 12.

A relação entre a vazão de alimentação do mosto, F_a , e a vazão de alimentação dos fermentadores, F_0 , é obtida em função da taxa de reciclo (R), conforme a Equação 40. A vazão de reciclo é igual à diferença entre F_0 e F_a .

$$F_0 = \frac{F_a}{1-R} \quad (40)$$

$$F_r = F_0 - F_a \quad (41)$$

A vazão de creme de levedura (F_l) é obtida por meio de um balanço de células na seção de cuba e o misturador 2. A concentração de células nas correntes de reciclo e de creme de levedura são variáveis de projeto conhecidas, sendo representadas, respectivamente, por X_r e X_l .

$$F_l = \frac{F_r X_r}{X_l} \quad (42)$$

A vazão de água pura adotada, baseado no estudo de Andrietta (ANDRIETTA, 1994), é 20% maior que a vazão F_l . A vazão da purga, F_s , onde saem as células mortas, é dada por meio da Equação 44.

$$F_{\text{água}} = 1,2 F_l \quad (43)$$

$$F_s = F_{\text{água}} + F_l - F_r \quad (44)$$

A concentração de etanol e substrato na corrente F_l e F_v são iguais às concentrações de saída do sexto fermentador, P_6 e S_6 , respectivamente. Com isso, é possível obter a expressão para a concentração de substrato no reciclo (S_r) e concentração de produto no reciclo (P_r).

$$S_r = \frac{F_l S_6}{F_r} \quad (45)$$

$$P_r = \frac{F_l P_6}{F_r} \quad (46)$$

A vazão para a seção de destilação é igual à diferença entre a vazão F_6 e a vazão de F_l . Como a vazão de F_6 é igual a F_0 , pode-se obter F_v por meio da Equação 47. A concentração de células é obtida por meio da Equação 48.

$$F_v = F_0 - F_l \quad (47)$$

$$X_v = \frac{F_0 X_6 - F_l X_l}{F_v} \quad (48)$$

As concentrações de células, substrato e etanol na entrada do primeiro fermentador são calculadas, respectivamente, por:

$$X_0 = \frac{F_r X_r}{F_0} \quad (49)$$

$$S_0 = \frac{F_r S_r + F_a S_a}{F_0} \quad (50)$$

$$P_0 = \frac{F_r P_r}{F_0} \quad (51)$$

Com as considerações formalizadas, os balanços de massa nos seis fermentadores resultam em 18 equações diferenciais. Utilizando o modelo cinético que integra E1G e E2G (Equações 4 a 6), obtém-se, para o primeiro reator:

$$\frac{dX_1}{dt} = \mu_{m\acute{a}x} \cdot \frac{S_1}{(K_S + S_1)} e^{-K_i S_1} \left(1 - \frac{X_1}{X_{m\acute{a}x}}\right)^m \left(1 - \frac{P_1}{P_{m\acute{a}x}}\right)^n \left(1 - \frac{C_{ac}}{C_{ac\ m\acute{a}x}}\right)^{nn} + \frac{F_0}{V} (X_0 - X_1) \quad (52)$$

$$\frac{dS_1}{dt} = -\frac{\mu_{m\acute{a}x}}{Y_x} \cdot \frac{S_1}{(K_S + S_1)} e^{-K_i S_1} \left(1 - \frac{X_1}{X_{m\acute{a}x}}\right)^m \left(1 - \frac{P_1}{P_{m\acute{a}x}}\right)^n \left(1 - \frac{C_{ac}}{C_{ac\ m\acute{a}x}}\right)^{nn} - m_x X_1 + \frac{F_0}{V} (S_0 - S_1) \quad (53)$$

$$\frac{dP_1}{dt} = \mu_{m\acute{a}x} \cdot Y_{P/\bar{X}} \cdot \frac{S_1}{(K_S + S_1)} e^{-K_i S_1} \left(1 - \frac{X_1}{X_{m\acute{a}x}}\right)^m \left(1 - \frac{P_1}{P_{m\acute{a}x}}\right)^n \left(1 - \frac{C_{ac}}{C_{ac\ m\acute{a}x}}\right)^{nn} + m_p X_1 + \frac{F_0}{V} (P_0 - P_1) \quad (54)$$

Com as equações para as expressões de X_0 , S_0 , P_0 e F_0 , as Equações 52 a 54 podem ser reescritas como:

$$\frac{dX_1}{dt} = \mu_{m\acute{a}x} \cdot \frac{S_1}{(K_S + S_1)} e^{-K_i S_1} \left(1 - \frac{X_1}{X_{m\acute{a}x}}\right)^m \left(1 - \frac{P_1}{P_{m\acute{a}x}}\right)^n \left(1 - \frac{C_{ac}}{C_{ac\ m\acute{a}x}}\right)^{nn} + \frac{F_a}{V(1-R)} (R \cdot X_r - X_1) \quad (55)$$

$$\frac{dS_1}{dt} = -\frac{\mu_{m\acute{a}x}}{Y_x} \cdot \frac{S_1}{(K_S + S_1)} e^{-K_i S_1} \left(1 - \frac{X_1}{X_{m\acute{a}x}}\right)^m \left(1 - \frac{P_1}{P_{m\acute{a}x}}\right)^n \left(1 - \frac{C_{ac}}{C_{ac\ m\acute{a}x}}\right)^{nn} - m_x X_1 + \frac{F_a}{V(1-R)} \left[\frac{R X_r S_6}{X_l} + (1-R) S_a - S_1 \right] \quad (56)$$

$$\frac{dP_1}{dt} = \mu_{m\acute{a}x} \cdot Y_{P/\bar{X}} \cdot \frac{S_1}{(K_S + S_1)} e^{-K_i S_1} \left(1 - \frac{X_1}{X_{m\acute{a}x}}\right)^m \left(1 - \frac{P_1}{P_{m\acute{a}x}}\right)^n \left(1 - \frac{C_{ac}}{C_{ac\ m\acute{a}x}}\right)^{nn} + m_p X_1 + \frac{F_a}{V(1-R)} \left(\frac{R X_r P_6}{X_l} - P_1 \right) \quad (57)$$

Para os reatores de 2 a 6, as expressões dos balanços de massa no reator j são:

$$\frac{dX_j}{dt} = \mu_{m\acute{a}x} \cdot \frac{S_j}{(K_S + S_j)} e^{-K_i S_j} \left(1 - \frac{X_j}{X_{m\acute{a}x}}\right)^m \left(1 - \frac{P_j}{P_{m\acute{a}x}}\right)^n \left(1 - \frac{C_{ac}}{C_{ac\ m\acute{a}x}}\right)^{nn} + \frac{F_a}{V(1-R)} (X_{j-1} - X_j) \quad (58)$$

$$\frac{dS_j}{dt} = -\frac{\mu_{m\acute{a}x}}{Y_x} \cdot \frac{S_j}{(K_s + S_j)} e^{-K_i S_j} \left(1 - \frac{X_j}{X_{m\acute{a}x}}\right)^m \left(1 - \frac{P_j}{P_{m\acute{a}x}}\right)^n \left(1 - \frac{C_{ac}}{C_{ac\ m\acute{a}x}}\right)^{nn} - m_x X_j + \frac{F_a}{V(1-R)} (S_{j-1} - S_j) \quad (59)$$

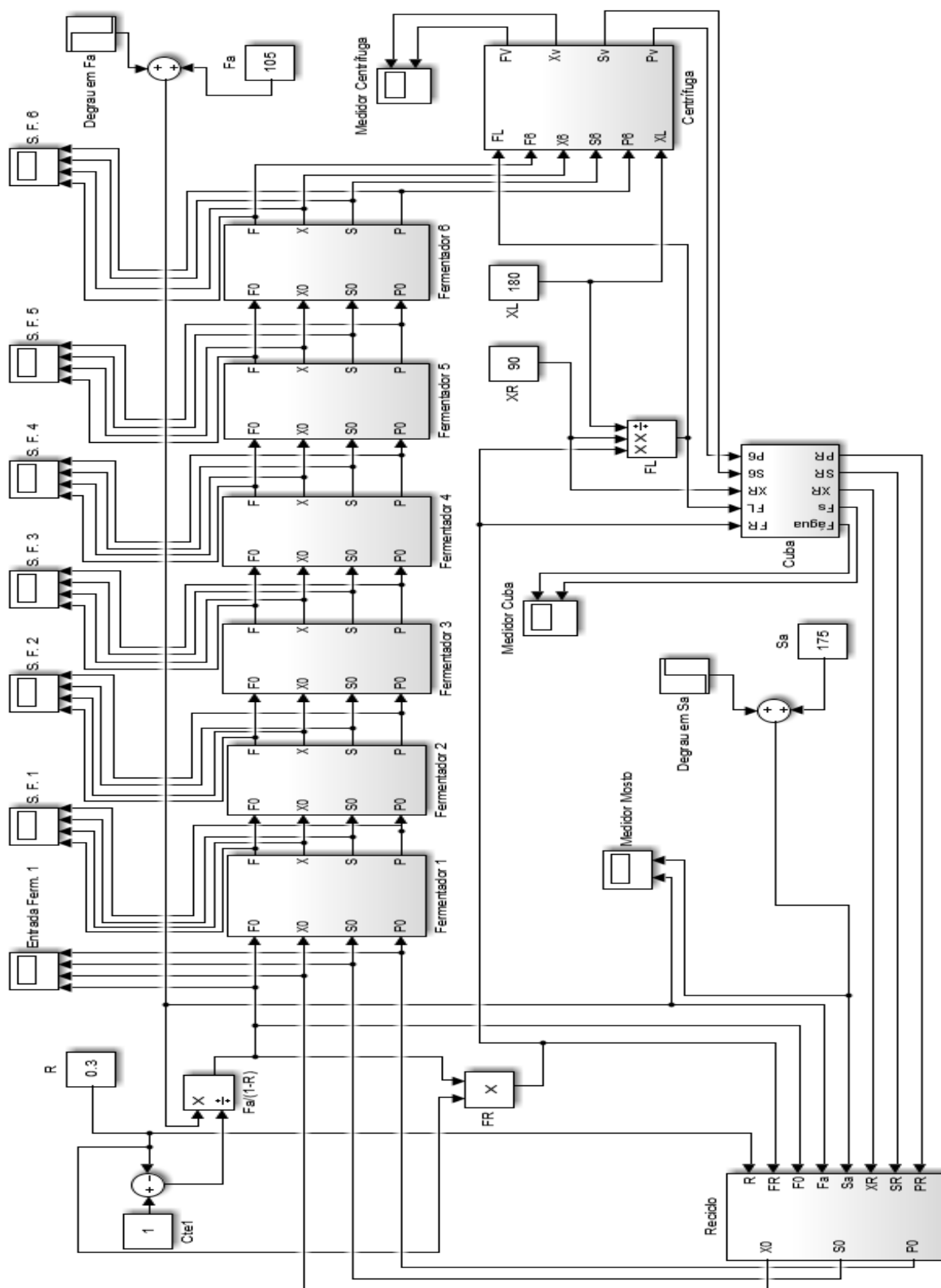
$$\frac{dP_j}{dt} = \mu_{m\acute{a}x} Y_{\frac{P}{X}} \cdot \frac{S_j}{(K_s + S_j)} e^{-K_i S_j} \left(1 - \frac{X_j}{X_{m\acute{a}x}}\right)^m \left(1 - \frac{P_j}{P_{m\acute{a}x}}\right)^n \left(1 - \frac{C_{ac}}{C_{ac\ m\acute{a}x}}\right)^{nn} + m_p X_j + \frac{F_a}{V(1-R)} (P_{j-1} - P_j) \quad (60)$$

As Equações 55 a 60 representam o modelo não-linear do processo proposto, sendo composto por um sistema com 18 equações diferenciais e 18 incógnitas. As variáveis F_a , S_a , X_1 , S_1 , P_1 , X_2 , S_2 , P_2 , X_3 , S_3 , P_3 , X_4 , S_4 , P_4 , X_5 , S_5 , P_5 , X_6 , S_6 e P_6 são variáveis dependentes do tempo. As demais variáveis, V , e os parâmetros cinéticos do modelo, $\mu_{m\acute{a}x}$, K_s , $X_{m\acute{a}x}$, $P_{m\acute{a}x}$, $C_{ac\ m\acute{a}x}$, C_{ac} , m , n , nn , Y_x , Y_{px} , m_x , e m_p são independentes do tempo. O volume V de cada reator considerado é constante e igual a 520 m³ e os valores das demais variáveis na temperatura de 34°C estão contidos nas Tabelas 1 e 2.

3.2.3 IMPLEMENTAÇÃO DO MODELO NÃO-LINEAR NO *SIMULINK*

O modelo não-linear foi implementado no *Simulink* do *software* MATLAB. O modelo principal é formado por 4 subsistemas, conforme mostrado na Figura 13. Os subsistemas foram feitos para facilitar na implementação do modelo, o tornando menos poluído visualmente e mais fácil de ser entendido. Os subsistemas são os blocos para fermentadores, bloco para os cálculos da seção de centrifuga, cuba e reciclo.

Figura 13: Modelo não-linear implementado no *Simulink*

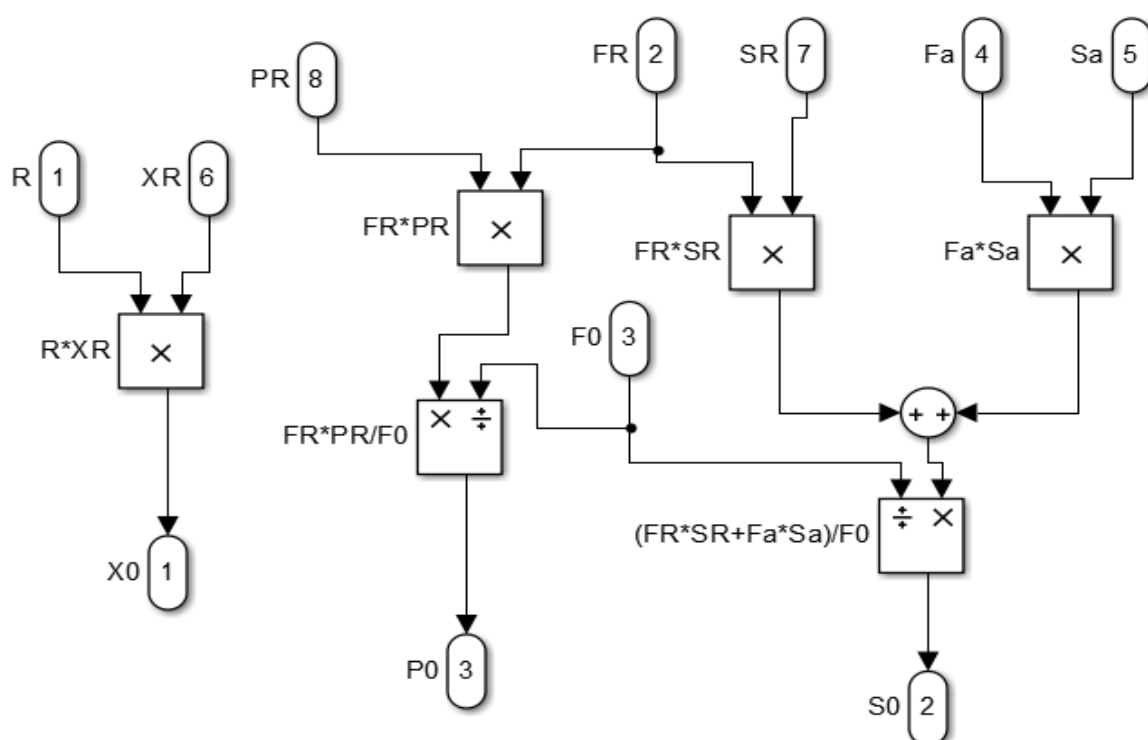


Fonte: Própria.

Pelo fato de os fermentadores estarem em série, a saída de cada bloco de fermentador é utilizada na entrada do bloco posterior. Após o último fermentador, as saídas são enviadas para o bloco de que realiza os cálculos das centrifugas. Posteriormente, os resultados são enviados para os subsistemas de cuba e reciclo, respectivamente. A saída do subsistema de reciclo é conectada com a entrada do primeiro fermentador, fechando a modelagem do processo com reciclo.

O subsistema de reciclo é mostrado na Figura 14. Ele utiliza como entrada os valores de R , F_r , F_0 , F_a , S_a , X_r e P_r e, por meio das Equações 49 a 41, calcula os valores de X_0 , S_0 e P_0 .

Figura 14: Subsistema de reciclo

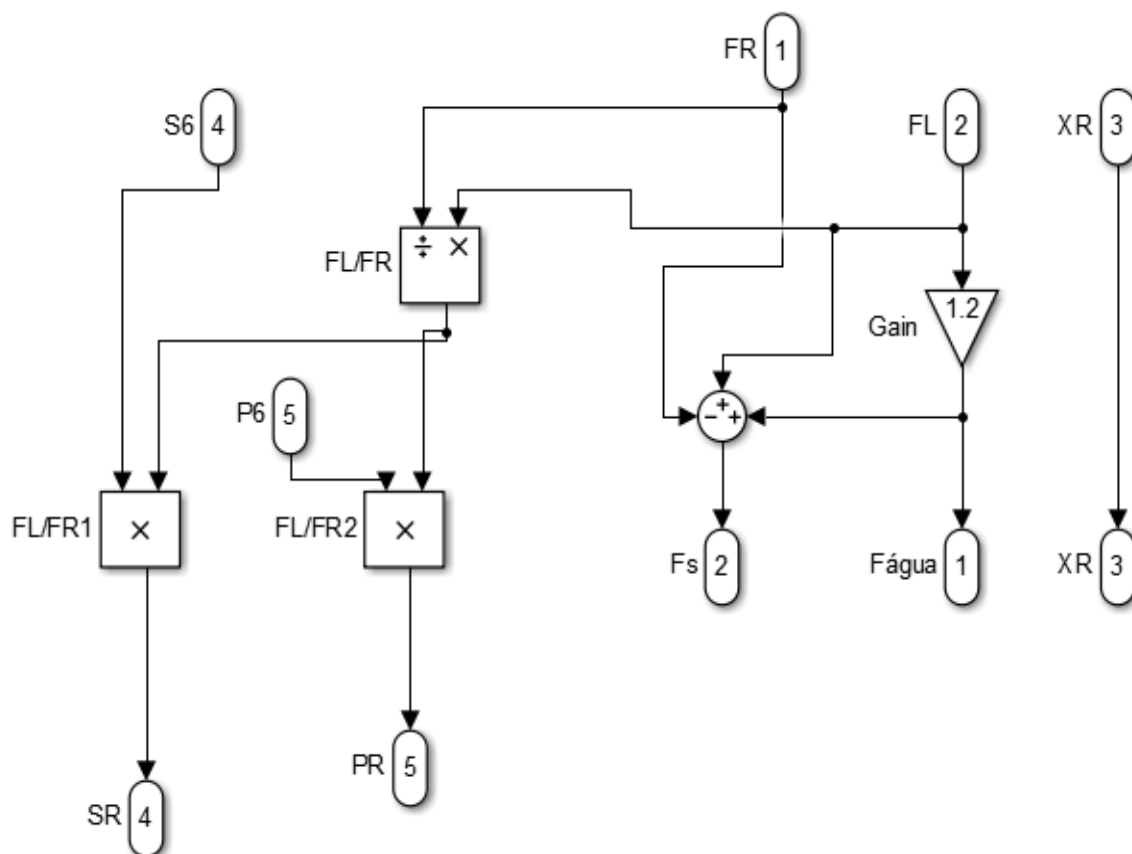


Fonte: Própria.

As operações matemáticas são realizadas por meio de blocos. Nota-se a aplicação dos blocos de produto, divisão e soma. Cada entrada recebida pelo subsistema é processada matematicamente, resultando nas três saídas desejadas.

O subsistema de cuba, mostrado na Figura 15, calcula os valores de $F_{\text{água}}$, F_s , S_r e P_r utilizando como entrada os valores de F_r , F_l , S_6 e P_6 .

Figura 15: Subsistema de cuba



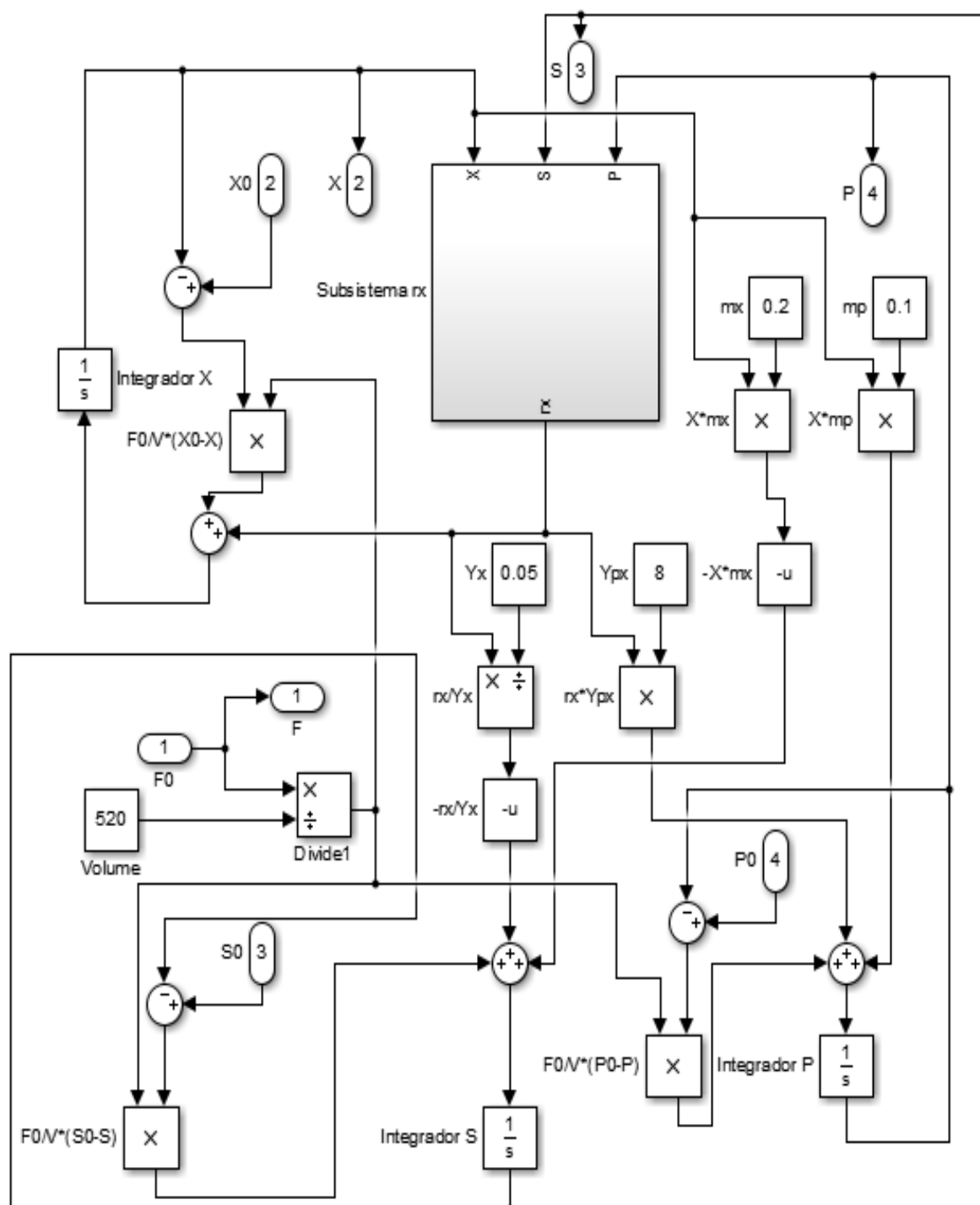
Fonte: Própria.

A vazão de água ($F_{\text{água}}$) é obtida por meio da Equação 43, enquanto a vazão de sangria é dada pela Equação 44. S_r e P_r foram calculadas, respectivamente, pelas Equações 45 e 46. Nota-se que X_r foi proposto como constante durante a modelagem matemática. Portanto, sua saída é exatamente igual ao valor recebido.

Cada fermentador é representado por um bloco, conforme Figura 16. O fermentador k recebe como entrada os valores de F_{k-1} , X_{k-1} , S_{k-1} e P_{k-1} . Por meio das equações diferenciais dos balanços de massa nos reatores, obtém-se os valores

de F_k , X_k , S_k e P_k . O subsistema r_x é utilizado para calcular o valor de r_x da Equação 4. Esse subsistema é mostrado na Figura 17.

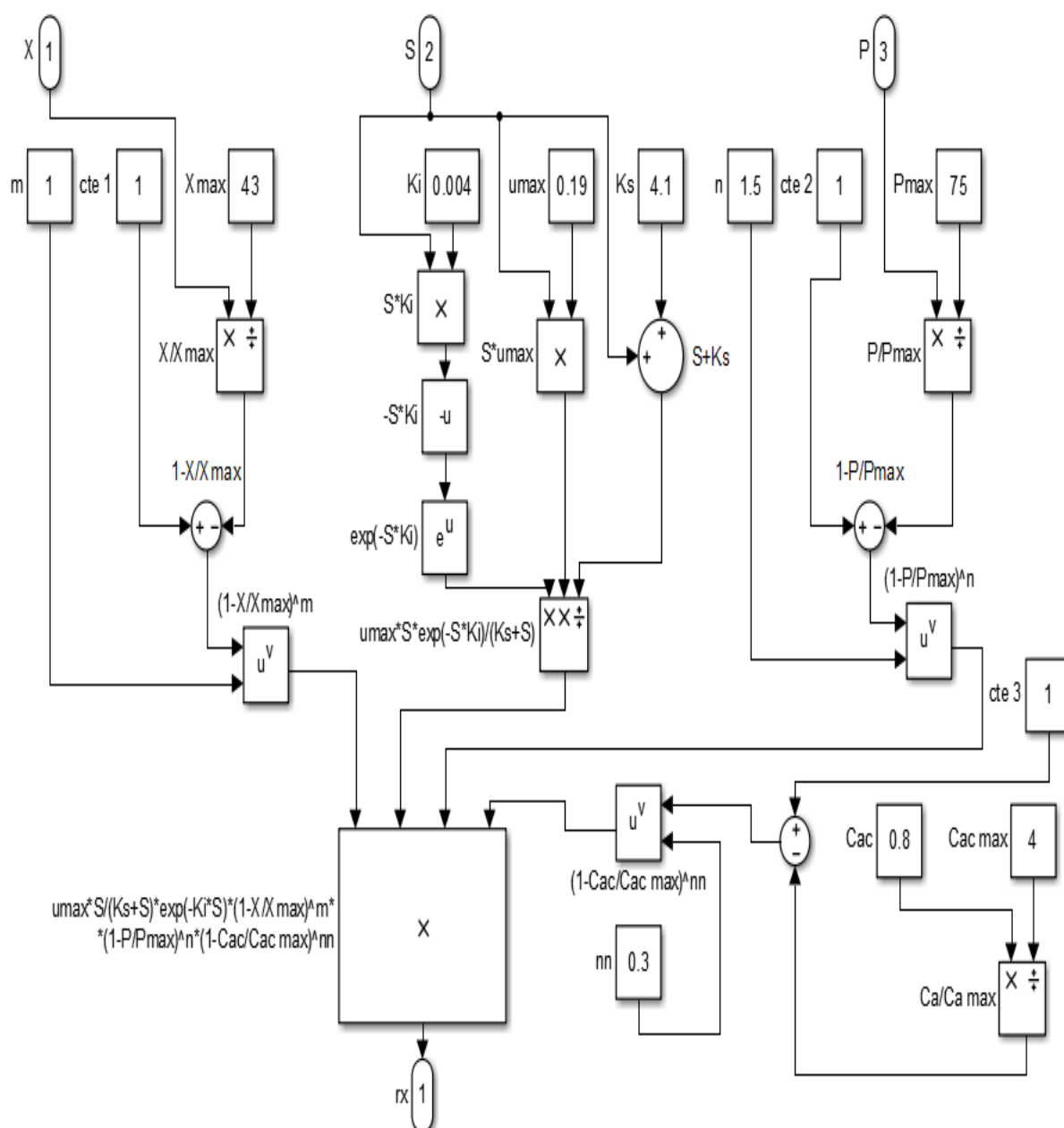
Figura 16: Bloco de fermentador



Fonte: Própria.

Nota-se que nesse bloco existem os blocos de integração. Cada bloco de integração recebe uma entrada que contém a derivada da variável considerada, e com isso fornece como saída a variável considerada. Com as expressões das derivadas dependem das próprias variáveis, o subsistema r_x recebe as saídas dos blocos de integração.

Figura 17: Subsistema r_x



Fonte: Própria.

Com esse subsistema, pode-se calcular o valor de r_x . Pela complexidade das conexões e quantidade de blocos é possível perceber a importância da capacidade do Simulink permitir criar blocos próprios.

Com o modelo implementado, foi necessário escolher o método numérico a ser utilizado para resolver as equações diferenciais. A escolha foi do método *ode23tb*, um algoritmo de resolução de equações diferenciais do tipo Runge-Kutta implícito, de ordem 2 e 3 (HIGHAM; HIGHAM, 2017). Esse algoritmo foi utilizado em todos os modelos implementados no *Simulink* nesse trabalho. Em todos os modelos, o método convergiu rapidamente, sem apresentar nenhum problema durante sua execução.

3.2.4 OBTENÇÃO E IMPLEMENTAÇÃO DO MODELO LINEAR

As Equações 55 a 60 podem ser representadas genericamente por:

$$\frac{dz_q}{dt} = f_q(\text{variáveis dependentes do tempo}, \text{variáveis independentes do tempo}) \quad (61)$$

Seguiu-se o esquema representado pela Figura 6. Utilizou-se a expansão em série de Taylor ao redor dos valores de regime permanente nas funções f_q , gerando expressões com as variáveis dependentes do tempo, independentes do tempo e dos valores de regime permanente. Truncou-se essas expressões no primeiro termo, obtendo equações lineares. Então, subtraiu-se a expressão resultante pelos valores de f_q com as variáveis dependentes do tempo sendo substituídas pelos valores de regime permanente. Por último, os termos de desvio foram substituídos por variáveis de desvio, chegando-se em um sistema com funções dependentes de variáveis de desvio e de valores numéricos de regime permanente. Esses valores foram obtidos por meio do método de Newton-Raphson aplicado nas Equações 55 a 60, implementado no MATLAB como mostra a Figura 18.

Figura 18: Script elaborado no MATLAB para resolver as Equações diferenciais do modelo não-linear utilizando o método de Newton-Raphson

```

1 clear;clc;close all;syms Xe Se Pe X S P;tic;
2 Ks=4.1;Ki=0.004;mx=0.2;mp=0.1;Cac=0.8;Camax=4;m=1;n=1.5;nn=0.3;
3 umax=0.190;Xmax=43.000;Pmax=75.000;Yx=0.05;Ypx=8;
4 Fa=105;Sa=175;V=520;XL=180;XR=90;R=0.30;n_reatores=6;
5 rx = umax*S/(Ks+S)*exp(-Ki*S)*(1-X/Xmax)^m*(1-P/Pmax)^n*(1-Cac/Camax)^nn;
6 fx = Fa/(V*(1-R))*(Xe-X)+rx;          x=(sym('X',[1 n_reatores]));
7 fs = Fa/(V*(1-R))*(Se-S)-rx/Yx-mx*X;  s=(sym('S',[1 n_reatores]));
8 fp = Fa/(V*(1-R))*(Pe-P)+rx*Ypx+mp*X;  p=(sym('P',[1 n_reatores]));
9 X0=R*XR;S0=R*XR*s(n_reatores)/XL+(1-R)*Sa;P0=R*XR*p(n_reatores)/XL;
10 dxdt(1)=subs(fx,[Xe Se Pe X S P],[X0 S0 P0 x(1) s(1) p(1)]);
11 dxdt(2)=subs(fs,[Xe Se Pe X S P],[X0 S0 P0 x(1) s(1) p(1)]);
12 dxdt(3)=subs(fp,[Xe Se Pe X S P],[X0 S0 P0 x(1) s(1) p(1)]);
13 for j=2:1:n_reatores
14     dxdt(j*3-2)=subs(fx,[Xe Se Pe X S P],[x(j-1) s(j-1) p(j-1) x(j) s(j) p(j)]);
15     dxdt(j*3-1)=subs(fs,[Xe Se Pe X S P],[x(j-1) s(j-1) p(j-1) x(j) s(j) p(j)]);
16     dxdt(j*3-0)=subs(fp,[Xe Se Pe X S P],[x(j-1) s(j-1) p(j-1) x(j) s(j) p(j)]);
17 end
18 var = [x,s,p];
19 for j=1:1:n_reatores*3
20     for k=1:1:n_reatores*3
21         JacAn(j,k) = diff(dxdt(j),var(k));
22     end
23 end
24 x_n = 20*ones(n_reatores*3,1); x_delta = x_n; it = 0;
25 while max(abs(x_delta))>1e-8
26     A = double(subs(JacAn,var,x_n'));B = double(subs(dxdt,var,x_n'));
27     x_delta = A\(-B');x_n = x_n+x_delta;it = it+1;
28 end
29 tempo = toc;

```

Fonte: Própria.

Nesse *Script*, inseriu-se as constantes que fazem parte da modelagem matemática do processo, bem como os valores das variáveis de projeto em regime

permanente. O MATLAB permite criar variáveis simbólicas para representar as funções. Foram escritas as 18 funções que representam as equações diferenciais do modelo matemático. Após isso, aplicou-se um laço para obter o jacobiano analítico. Com o jacobiano analítico disponível, aplicou-se o método de Newton-Raphson para um sistema de equações não-lineares até que a precisão das iterações fosse menor de 1.10^{-8} . Com a condição de parada alcançada, tem-se o resultado das 18 variáveis de estado em regime permanente.

Substituindo esses valores nas expressões, chega-se em um sistema de equações diferenciais lineares da seguinte forma:

$$\begin{bmatrix} \frac{dX'_1}{dt} \\ \frac{dS'_1}{dt} \\ \frac{dP'_1}{dt} \\ \vdots \\ \frac{dX'_6}{dt} \\ \frac{dS'_6}{dt} \\ \frac{dP'_6}{dt} \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} a_{1,1} & \dots & a_{1,19} & a_{1,20} \\ a_{2,1} & \dots & a_{2,19} & a_{2,20} \\ a_{3,1} & \ddots & a_{3,19} & \vdots \\ \vdots & \ddots & \vdots & \vdots \\ a_{17,1} & \ddots & a_{17,19} & a_{17,20} \\ a_{18,1} & \dots & a_{18,19} & a_{18,20} \end{bmatrix} \begin{bmatrix} X'_1 \\ S'_1 \\ P'_1 \\ \vdots \\ P'_6 \\ F'_a \\ S'_a \end{bmatrix} \quad (62)$$

Sendo os coeficientes $a_{1,1}, a_{1,2}, \dots, a_{18,20}$ constantes.

As variáveis de entrada do processo são a vazão de saída do mosto (F_a), e a concentração de substrato no mosto (S_a). A Equação 62 foi reescrita na forma de equações de espaço de estados, conforme mostrado na Equação 63. Nessa tem-se, tem-se que um vetor representativo das derivadas das 18 variáveis de desvio é igual ao produto de uma matriz A contendo constantes com um vetor que representa as variáveis de desvios, somando com uma matriz B com constante multiplicada pelas variáveis de entrada em desvio, nesse caso, F'_a e S'_a .

$$\begin{bmatrix} \frac{dX'_1}{dt} \\ \frac{dS'_1}{dt} \\ \frac{dP'_1}{dt} \\ \vdots \\ \frac{dX'_6}{dt} \\ \frac{dS'_6}{dt} \\ \frac{dP'_6}{dt} \end{bmatrix} = A \begin{bmatrix} X'_1 \\ S'_1 \\ P'_1 \\ \vdots \\ X'_6 \\ S'_6 \\ P'_6 \end{bmatrix} + B \begin{bmatrix} F'_a \\ S'_a \end{bmatrix} \quad (63)$$

Com as matrizes A e B conhecidas, utilizou-se o comando *ItiSys* do MATLAB para obter as funções de transferência para as variáveis X'_i , S'_i e P'_i (i variando de 1 a 6). As equações 64 a 66 mostram como as variáveis de desvio podem ser obtidas por meio das funções de transferência. $G_{Fa,X6}$ representa a função de transferência que se multiplica por $F'_a(s)$ para obter $X'_6(s)$. Já $G_{Sa,X6}$ representa a função de transferência que se multiplica por $S'_a(s)$ para obter $X'_6(s)$, e assim sucessivamente.

$$X'_6(s) = G_{Fa,X6}F'_a(s) + G_{Sa,X6}S'_a(s) \quad (64)$$

$$S'_6(s) = G_{Fa,S6}F'_a(s) + G_{Sa,S6}S'_a(s) \quad (65)$$

$$P'_6(s) = G_{Fa,P6}F'_a(s) + G_{Sa,P6}S'_a(s) \quad (66)$$

Os coeficientes dos numeradores e denominadores das funções de transferência foram obtidos por meio do script da Figura 19. Nota-se que é necessário ter a variável x_n , obtida pelo *script* da Figura 18, carregada no *workspace* do MATLAB, pois os valores da mesma são utilizados na obtenção das funções de transferência.

Figura 19: Script para obter as matrizes do modelo de estado-espço e os coeficientes das funções de transferência para o modelo linear

```

1 clc;close all;clearvars -except x_n
2 syms Xe Se Pe X S P Fa Sa;tic;
3 Ks=4.1;Ki=0.004;mx=0.2;mp=0.1;Cac=0.8;Camax=4;m=1;n=1.5;nn=0.3;
4 umax=0.190;Xmax=43.000;Pmax=75.000;Yx=0.05;Ypx=8;
5 V=520;XL=180;XR=90;R=0.30;n_reatores=6;
6 rx = umax*S/(Ks+S)*exp(-Ki*S)*(1-X/Xmax)^m*(1-P/Pmax)^n*(1-Cac/Camax)^nn;
7 fx = Fa/(V*(1-R))*(Xe-X)+rx; x=(sym('X',[1 n_reatores]));
8 fs = Fa/(V*(1-R))*(Se-S)-rx/Yx-mx*X; s=(sym('S',[1 n_reatores]));
9 fp = Fa/(V*(1-R))*(Pe-P)+rx*Ypx+mp*X; p=(sym('P',[1 n_reatores]));
10 X0=R*XR;S0=R*XR*s(n_reatores)/XL+(1-R)*Sa;P0=R*XR*p(n_reatores)/XL;
11 dxdt(1)=subs(fx,[Xe Se Pe X S P],[X0 S0 P0 x(1) s(1) p(1)]);
12 dxdt(2)=subs(fs,[Xe Se Pe X S P],[X0 S0 P0 x(1) s(1) p(1)]);
13 dxdt(3)=subs(fp,[Xe Se Pe X S P],[X0 S0 P0 x(1) s(1) p(1)]);
14 for j=2:1:n_reatores
15     dxdt(j*3-2)=subs(fx,[Xe Se Pe X S P],[x(j-1) s(j-1) p(j-1) x(j) s(j) p(j)]);
16     dxdt(j*3-1)=subs(fs,[Xe Se Pe X S P],[x(j-1) s(j-1) p(j-1) x(j) s(j) p(j)]);
17     dxdt(j*3-0)=subs(fp,[Xe Se Pe X S P],[x(j-1) s(j-1) p(j-1) x(j) s(j) p(j)]);
18 end
19 var = [x,s,p,Fa,Sa];xsp=(sym('X_sp',[1 n_reatores]));
20 ssp=(sym('S_sp',[1 n_reatores]));psp=(sym('P_sp',[1 n_reatores]));
21 syms Fa_sp Sa_sp
22 varsp = [xsp,ssp,psp,Fa_sp,Sa_sp];xd=(sym('X_d',[1 n_reatores]));
23 sd=(sym('S_d',[1 n_reatores]));pd=(sym('P_d',[1 n_reatores]));
24 syms Fa_d Sa_d;vard = [xd,sd,pd,Fa_d,Sa_d];varspn = [x_n',105,175];
25 for j=1:1:n_reatores*3
26     dxdtL(j) = taylor(dxdt(j),var,varsp,'Order',2)-subs(dxdt(j),var,varsp);
27     dxdtL(j) = subs(dxdtL(j),var-varsp,vard);
28     dxdtL(j) = subs(dxdtL(j),varsp,varspn);
29 end
30 for j=1:1:n_reatores
31     teste(j*3-2) = xd(j);teste(j*3-1) = sd(j);teste(j*3-0) = pd(j);
32 end
33 [A,B] = equationsToMatrix(dxdtL,teste);B=-B;
34 %convertendo para double
35 a = double(A);
36 B1 = subs(B,[Fa_d, Sa_d], [1 0]);B2 = subs(B,[Fa_d, Sa_d], [0 1]);
37 B1 = double(B1);B2 = double(B2);b(1,:) = B1';b(2,:) = B2';b=b';
38 %Obtendo as funções de transferência
39 for i=1:1:18
40     C(i,:) = zeros(18,1)';C(i,i) = 1;
41 end
42 d = [0 0];
43 for i=1:1:n_reatores*3
44     TISYS = ss(a,b,C(i,:),d);SYS = tf(TISYS);
45     numFa(i,:) = SYS(1,1).num{1};numSa(i,:) = SYS(1,2).num{1};
46     denFa(i,:) = SYS(1,1).den{1};denSa(i,:) = SYS(1,1).den{1};
47     clear TISYS SYS
48 end
49 tempo = toc;clearvars -except numFa denFa numSa denSa x_n tempo

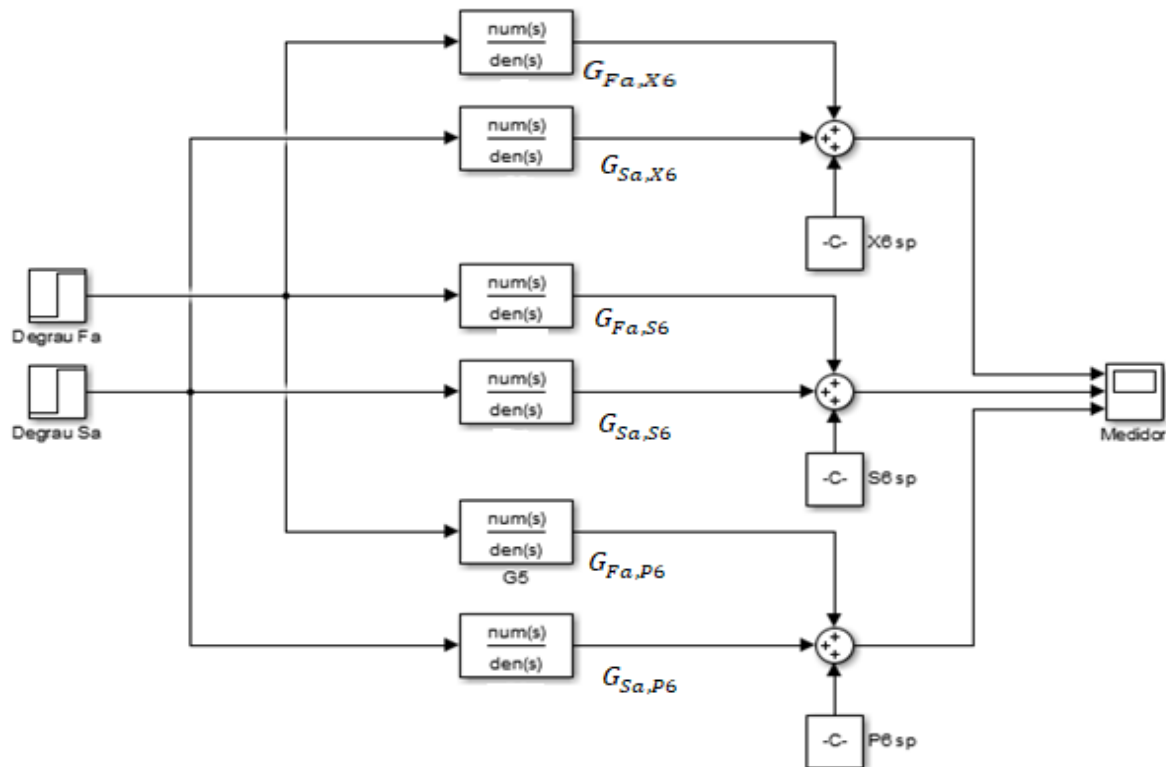
```

Fonte: Própria.

As matrizes das variáveis a , b , c e d armazenam as matrizes A , B , C e D do modelo em espaço de estados, respectivamente. As variáveis $numFa$, $numSa$, $denFa$ e $denSa$ armazenam todos os coeficientes necessários para as funções de transferência de todas as 18 variáveis de desvio de saída.

Com essas variáveis, foi implementado um modelo no *Simulink* para gerar as saídas por meio das funções de transferência. A Figura 20 ilustra o modelo que representa as equações 64 a 66.

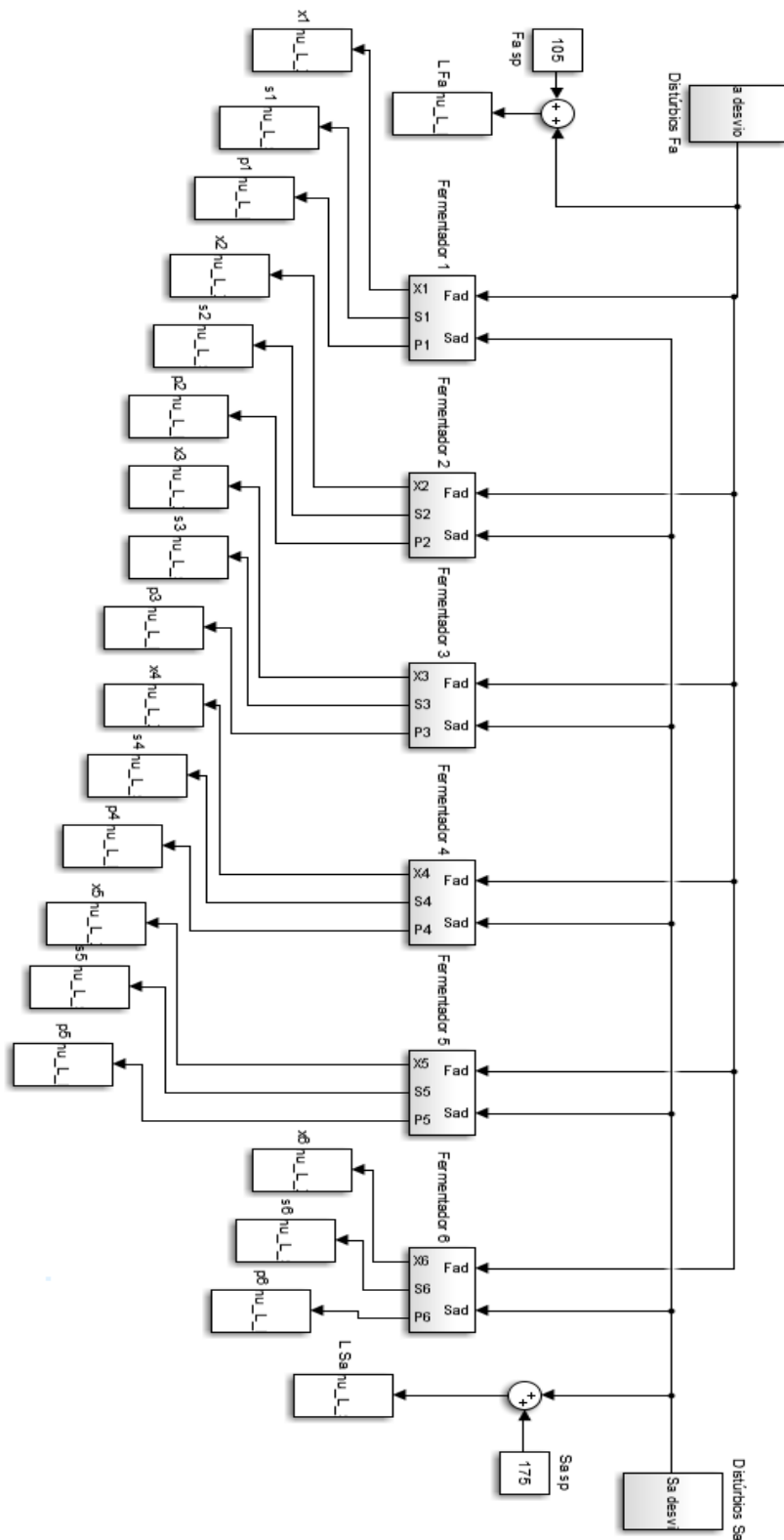
Figura 20: Modelo linear utilizando funções de transferência para obtenção de X_6 , S_6 e P_6



Fonte: própria.

Foi feito um modelo em malha aberta com todas as funções de transferência, gerando como saída as 18 variáveis de desvio. O modelo é mostrado na Figura 21. Os subsistemas possuem o mesmo formato da Figura 20, possuindo as suas respectivas funções de transferência para cada variável de saída. Os valores de saída são armazenados em variáveis no *workspace* do MATLAB.

Figura 21: Modelo linear utilizando funções de transferência para obtenção concentrações de X, S e P na saída de cada fermentador



Fonte: Própria.

3.2.5 COMPARAÇÃO ENTRE VARIÁVEIS CONTROLADAS

Para realizar o controle do processo, é necessário escolher uma variável a ser controlada. As principais variáveis adequadas a serem selecionadas são a concentração de substrato na saída do sexto fermentador (S_6) e de etanol na saída do mesmo tanque (P_6). Com os resultados obtidos em malha aberta, foi selecionada como variável controlada a variável S_6 . Para garantir que a escolha foi adequada, posteriormente foram realizados testes utilizando P_6 como variável controlada.

Foi utilizado a equação de sintonia do bloco PID do *Simulink*, e os coeficientes foram ajustados com o próprio algoritmo do MATLAB. Em cada controle, utilizou-se um degrau unitário, em $t = 5$ h, no valor de regime permanente da variável controlada, com o objetivo de comparar a resposta transiente. Foram obtidas curvas com a vazão F_a , S_6 e P_6 em função do tempo. Os parâmetros da resposta gerada em cada caso foram comparados e discutidos.

No caso da escolha da variável manipulada, optou-se por escolher a vazão da corrente F_a , uma vez que vazões podem ser facilmente alteradas e controladas utilizando uma válvula. A variável de distúrbio considerada foi a alteração na concentração do mosto. Pequenas mudanças de concentração no mosto podem ocorrer, devido, por exemplo, a mudanças nas safras de matéria-prima utilizada, pequenas diferenças na composição do substrato, implicações da agitação etc.

3.2.6 DISTÚRBIOS EM MALHA ABERTA

Com o intuito de realizar a comparação entre a resposta do modelo linear e a resposta do modelo não-linear frente as perturbações no sistema, utilizou-se ao longo do tempo diversos degraus simultâneos nos valores de F_a e S_a . O tempo total de simulação foi de 300 h, em que no instante inicial ambos os valores de F_a e S_a estavam em seus respectivos valores de regime permanente.

Para a vazão F_a , a partir de $t = 5$ h foram aplicados cinco degraus de $+2 \text{ m}^3/\text{h}$, de 10 em 10 h, chegando ao pico $115 \text{ m}^3/\text{h}$ em $t = 45$ h. Após isso, a partir de $t = 55$ h, foram aplicados mais dez degraus negativos de $-2 \text{ m}^3/\text{h}$, de 10 em 10 h, chegando ao valor mínimo de $95 \text{ m}^3/\text{h}$ em $t = 145$ h. Novamente, foram aplicados cinco degraus de $+2 \text{ m}^3/\text{h}$, de 10 em 10 h, chegando ao valor de regime permanente de $105 \text{ m}^3/\text{h}$ em $t = 195$ h.

Para a concentração de mosto, S_a , a partir de $t = 10$ h foram aplicados cinco degraus de $-3 \text{ kg}/\text{m}^3$, de 10 em 10 h, chegando ao pico mínimo de $160 \text{ kg}/\text{m}^3$ em $t = 50$ h. Em $t = 60$ h, foram aplicados dez degraus de $+3 \text{ kg}/\text{m}^3$, de dez em dez horas, chegando ao pico máximo de $190 \text{ kg}/\text{m}^3$ em $t = 150$ h. Por último, foram aplicados, de dez em dez horas, mais cinco degraus de $-3 \text{ kg}/\text{m}^3$ a partir de $t = 160$ h. Em $t = 200$ h, o valor de S_a se estabilizou no seu valor de regime permanente, $175 \text{ kg}/\text{m}^3$.

O padrão dos distúrbios foi feito com o intuito de obedecer a dinâmica de um possível controle no processo. Aumentando-se a concentração de substrato no mosto, deve-se diminuir a vazão para alcançar um novo estado estacionário. Analogamente, uma diminuição na concentração de substrato no mosto requer um aumento da vazão para suprir à quantidade de substrato necessária nos reatores. Há um padrão de ação e reação, necessário para que o sistema atinja o equilíbrio. Mesmo estando em malha aberta, os distúrbios realizados possuem um formato adequado para comparar a dinâmica do modelo linear e do modelo não-linear.

3.2.7 DETERMINAÇÃO DO CONTROLE PID PARA O MODELO LINEAR

Foi utilizado o método de Ziegler-Nichols (ZIEGLER; NICHOLS, 1943), curva de reação do processo, para obter os parâmetros da equação de sintonia do controlador PID. Também foi aplicado o método de Cohen-Coon (COHEN; COON, 1953) para obtenção dos parâmetros, com aquisição de uma curva de resposta gerada por meio de um degrau na variável de distúrbio.

Além disso, utilizou-se o algoritmo próprio do bloco de controlador PID do *Simulink* para encontrar os coeficientes da equação de controle PID, da Equação 32. O algoritmo próprio do MATLAB permite encontrar coeficientes que alcancem um balanço entre desempenho e robustez frente aos distúrbios do sistema.

Os resultados obtidos em controle automáticos do sistema reacional, foram gerados mediante distúrbios causados em S_a . Os distúrbios utilizados foram semelhantes ao feito por Herrera (AGUDELO, 2017), com algumas adaptações. O primeiro distúrbio foi feito realizando um degrau em $t = 10$ h, diminuindo o valor de S_a de 175 para 170 kg/m³. O segundo distúrbio foi feito em $t = 90$ h, aumentando repentinamente a concentração de 170 para 180 kg/m³. Em $t = 160$ h, ocorreu um distúrbio diminuindo a concentração em 5 kg/m³, retornando o valor de S_a para o seu regime permanente. Esses três distúrbios permitiram analisar a resposta de problema de controle do tipo regulatório, quando se realizam perturbações nas variáveis de carga ou de distúrbio do problema. Por último, foi testado o desempenho do sistema de controle PID para mudanças no valor de regime permanente de S_6 , constituindo um problema de controle do tipo servo. Em $t = 250$ h, o valor de regime permanente de S_6 foi alterado de 4,7177 para 2,7177 kg/m³, mantendo-se assim até o final da simulação no tempo $t = 300$ h.

Com os distúrbios realizados, utilizou-se os seguintes parâmetros da resposta do controlador: instante de pico, tempo de acomodação e máximo valor de ultrapassagem. Com esses valores calculados, foi possível analisar e comparar a resposta entre os diferentes métodos utilizados, bem como a influência das constantes da equação de sintonia do PID na resposta da variável controlada. Assim, foi possível selecionar o conjunto de constantes do PID que melhor controla o sistema frente aos distúrbios testados.

4 RESULTADOS E DISCUSSÃO

4.1 CÁLCULO DOS REGIME PERMANENTES

O *script* mostrado na Figura 18 utilizou o método de Newton-Raphson para calcular os valores de regime permanente do processo considerado. Também calculou as expressões para as equações diferenciais das Equações 55 a 60, bem como as derivadas parciais para o jacobiano analítico. O tempo de execução foi rápido, levando cerca de 11 segundos para executar o algoritmo completamente. Já o programa convergiu em 4 iterações, obtendo um erro menor de 10^{-8} nas variáveis calculadas. Alguns outros métodos, como obter a matriz inversa do jacobiano analítico, poderiam ter sido utilizados para acelerar os cálculos. Entretanto, como o número de equações é baixo e não houve grandes problemas na convergência, não foi necessário implementar tais métodos. Os valores das concentrações de X , S e P na saída de cada reator calculado é mostrado na Tabela 5.

Tabela 5: Valores de regime permanente calculados

Unidade: kg/m ³					
X_1	27,0901	S_1	102,6228	P_1	20,4735
X_2	27,1613	S_2	82,3678	P_2	30,4586
X_3	27,2133	S_3	62,4599	P_3	40,3086
X_4	27,2466	S_4	42,9018	P_4	50,0209
X_5	27,2629	S_5	23,6743	P_5	59,6022
X_6	27,2655	S_6	4,7177	P_6	69,0752

Fonte: própria.

É possível notar que a concentração de células foi praticamente a mesma em todos os reatores, variando menos de $0,3 \text{ kg/m}^3$ do primeiro reator até o último reator. Já o substrato, como esperado, sai do último fermentador com uma concentração baixa, menor que 5 kg/m^3 , o que é desejável para se alcançar alta conversão. A concentração de etanol na saída é de $69,0752 \text{ kg/m}^3$, estando na faixa especificada de pelo menos 65 kg/m^3 (ANDRIETTA, 1994). Os valores de regime permanente da Tabela 5 foram utilizados para a obtenção das funções de transferência.

4.2 FUNÇÕES DE TRANSFERÊNCIA PARA O MODELO LINEAR

As funções de transferência para o modelo linear da Figura 20 são representadas por $G_{Fa,X6}$, $G_{Sa,X6}$, $G_{Fa,S6}$, $G_{Sa,S6}$, $G_{Fa,P6}$ e $G_{Sa,P6}$. Essas funções são de ordem 18, e seus coeficientes b_0, b_1, \dots, b_{18} e a_0, a_1, \dots, a_{18} foram extraídos da forma da Equação 26, com os b_i sendo os coeficientes dos numeradores e a_i os coeficientes dos denominadores. A Tabela 6 e 7 contém os coeficientes obtidos para os numeradores das funções de transferência. Na Tabela 6, há os valores de a_i . Em todas as seis funções de transferência, os coeficientes do denominador foram idênticos. No Apêndice I encontra-se os coeficientes das demais funções de transferência utilizadas no modelo da Figura 21. Os coeficientes a_0, a_1, \dots, a_{18} dos denominadores para todas as funções de transferência do Apêndice I são iguais, e seus valores são os mesmos daqueles apresentados na Tabela 7.

O uso das funções de transferência tornou o sistema mais simples de ser implementado no *Simulink*, em comparação com a implementação do modelo não-linear. Apesar de haver termos de ordem 18, a obtenção das variáveis e implementação no bloco de função de transferência é muito simples de ser realizada com o MATLAB. Em outras situações, poderia ter sido utilizado métodos de redução de ordem para as funções de transferência. Entretanto, por ter sido simples de ser realizado e para manter uma precisão mais elevada nos resultados, optou-se por manter as funções de transferência com ordem 18.

Tabela 6: Coeficientes dos numeradores das funções de transferência $G_{Fa,X6}$, $G_{Sa,X6}$, $G_{Fa,S6}$ e $G_{Sa,S6}$

	$G_{Fa,X6}$	$G_{Sa,X6}$	$G_{Fa,S6}$	$G_{Sa,S6}$
b_{18}	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00
b_{17}	-7,2190E-06	0,0000E+00	5,2080E-02	0,0000E+00
b_{16}	-3,9760E-05	0,0000E+00	2,7190E-01	0,0000E+00
b_{15}	-1,0340E-04	0,0000E+00	6,7050E-01	0,0000E+00
b_{14}	-1,6880E-04	0,0000E+00	1,0370E+00	0,0000E+00
b_{13}	-1,9360E-04	0,0000E+00	1,1280E+00	0,0000E+00
b_{12}	-1,6580E-04	0,0000E+00	9,1660E-01	4,0330E-04
b_{11}	-1,0970E-04	-5,9090E-08	5,7610E-01	1,4090E-03
b_{10}	-5,7060E-05	-1,8720E-07	2,8640E-01	2,2550E-03
b_9	-2,3390E-05	-2,6940E-07	1,1410E-01	2,1880E-03
b_8	-7,4810E-06	-2,3260E-07	3,6650E-02	1,4330E-03
b_7	-1,8150E-06	-1,3390E-07	9,4930E-03	6,6760E-04
b_6	-3,1350E-07	-5,3920E-08	1,9710E-03	2,2670E-04
b_5	-3,1860E-08	-1,5500E-08	3,2350E-04	5,6530E-05
b_4	1,2320E-10	-3,1780E-09	4,1020E-05	1,0260E-05
b_3	6,2800E-10	-4,5370E-10	3,8680E-06	1,3160E-06
b_2	1,0260E-10	-4,2660E-11	2,5420E-07	1,1280E-07
b_1	7,8140E-12	-2,3480E-12	1,0300E-08	5,7460E-09
b_0	2,3380E-13	-5,5850E-14	1,9120E-10	1,2940E-10

Fonte: Própria.

Tabela 7: Coeficientes dos numeradores das funções de transferência $G_{Fa,P6}$ e $G_{Sa,P6}$ e dos denominadores

	$G_{Fa,P6}$	$G_{Sa,P6}$	Denominador	
b_{18}	0,0000E+00	0,0000E+00	a_{18}	1,0000E+00
b_{17}	-2,6020E-02	0,0000E+00	a_{17}	5,2200E+00
b_{16}	-1,3590E-01	0,0000E+00	a_{16}	1,2870E+01
b_{15}	-3,3500E-01	0,0000E+00	a_{15}	1,9910E+01
b_{14}	-5,1830E-01	0,0000E+00	a_{14}	2,1650E+01
b_{13}	-5,6380E-01	0,0000E+00	a_{13}	1,7590E+01
b_{12}	-4,5800E-01	0,0000E+00	a_{12}	1,1050E+01
b_{11}	-2,8780E-01	-4,7270E-07	a_{11}	5,4950E+00
b_{10}	-1,4310E-01	-1,5400E-06	a_{10}	2,1910E+00
b_9	-5,7010E-02	-2,2790E-06	a_9	7,0550E-01
b_8	-1,8310E-02	-2,0220E-06	a_8	1,8380E-01
b_7	-4,7430E-03	-1,1960E-06	a_7	3,8630E-02
b_6	-9,8470E-04	-4,9460E-07	a_6	6,4890E-03
b_5	-1,6170E-04	-1,4610E-07	a_5	8,5800E-04
b_4	-2,0510E-05	-3,0790E-08	a_4	8,7080E-05
b_3	-1,9350E-06	-4,5410E-09	a_3	6,5210E-06
b_2	-1,2730E-07	-4,4630E-10	a_2	3,3750E-07
b_1	-5,1680E-09	-2,6310E-11	a_1	1,0700E-08
b_0	-9,6130E-11	-7,0450E-13	a_0	1,5520E-10

Fonte: Própria.

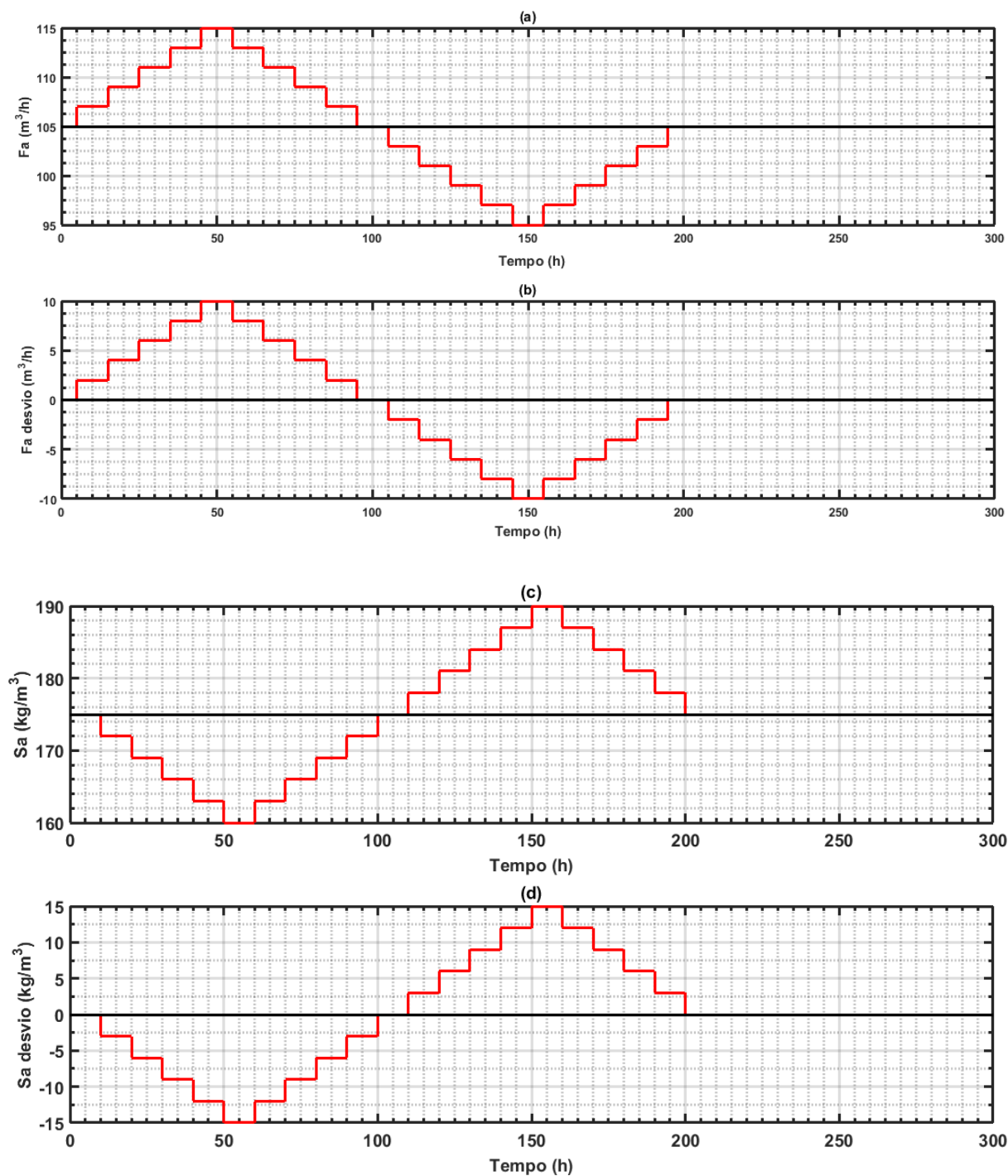
4.3 RESPOSTAS EM MALHA ABERTA

Com os distúrbios realizados em F_a e S_a , foi possível obter os valores das concentrações de X , S e P na saída dos seis fermentadores ao longo do tempo. Com isso, plotou-se os gráficos das concentrações em função do tempo para o primeiro e último fermentador, com as respostas obtidas para o modelo linear com funções de transferência e para o modelo não-linear. Também foram feitos os gráficos com os desvios dos valores de concentração, sendo calculados como a diferença entre o modelo não-linear e o linear.

A Figura 22 ilustra os distúrbios feitos em F_a e S_a ao longo do tempo. Nota-se pelos gráficos a forma das perturbações realizadas. As perturbações em F_a tiveram desvios positivos em relação ao regime permanente até $t = 105$ h. Após isso, com os degraus negativos, os desvios passaram a serem negativos, até $t = 195$ h. Após isso, o valor de F_a retornou ao valor selecionado para o processo. O comportamento de S_a foi o oposto. Inicialmente, houve desvios negativos em relação ao regime permanente, até o instante $t = 100$ h. Após esse instante, os desvios passaram a ter valores positivos, até $t = 200$ h. Nesse instante, S_a retornou ao seu regime permanente, mantendo-se nesse valor até o tempo final de simulação (300 h).

Os degraus sucessivos permitiram analisar a resposta da concentração de microrganismo, substrato e etanol na saída dos reatores, ao longo do tempo. A característica das perturbações implica diretamente na saída das variáveis. Com isso, foi possível analisar quais reatores respondem mais rapidamente aos distúrbios. Tipicamente, os primeiros reatores devem ter uma resposta mais rápida frente as perturbações, enquanto os últimos reatores devem possuir uma resposta mais lenta e mais suave.

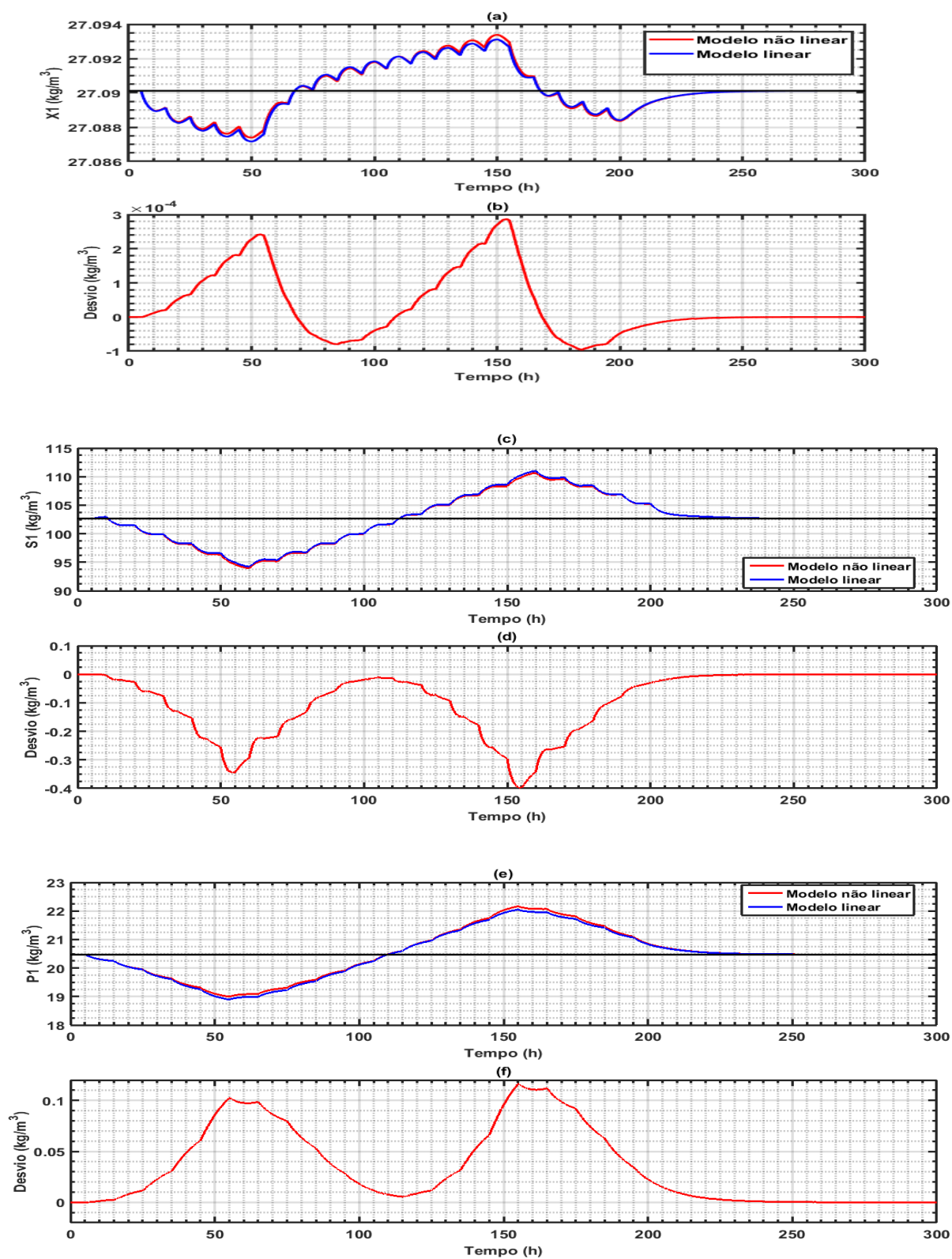
Figura 22: Testes em malha aberta para os modelos linear e não-linear (a) Vazão F_a em função do tempo (b) F_a de desvio em função do tempo (c) S_a em função do tempo (d) S_a de desvio em função do tempo



Fonte: Própria.

A Figura 23 mostra os valores das concentrações de X_1 , S_1 e P_1 .

Figura 23: Testes em malha aberta para os modelos linear e não-linear (a) X_1 (b) diferença de X_1 dos modelos (c) S_1 (d) diferença de S_1 dos modelos (e) P_1 (f) diferença de P_1 dos modelos



Fonte: Própria.

A Figura 23 ilustra como as concentrações de X_1 , S_1 e P_1 responderam aos distúrbios realizados em F_a e S_a , ao longo do tempo e em malha aberta.

A concentração de microrganismos na saída do primeiro reator, X_1 , possui como valor em estado estacionário nas condições de projeto um valor de 27,0901 kg/m³. Com os distúrbios realizados em F_a e S_a , o valor máximo atingido foi de 27,0934 kg/m³ para o modelo não-linear e 27,0931 kg/m³ para o modelo linear. Mesmo com grandes distúrbios em F_a e S_a , o valor de X_1 foi apenas 0,0033 kg/m³ maior para o modelo não-linear e 0,0030 kg/m³ para o modelo linear em comparação com o valor de regime permanente. Já os valores mínimos atingidos para o modelo não-linear e linear foram, respectivamente, 27,0874 kg/m³ e 27,0872 kg/m³. Ambos tiveram uma diferença menor que 0,0030 kg/m³ em relação ao regime permanente. Na comparação entre as respostas do modelo não-linear e linear, o valor máximo da diferença ocorreu em $t = 153$ h e foi de $2,8726 \cdot 10^{-4}$ kg/m³, enquanto o valor mínimo ocorreu em $t = 194$ h e foi de $-9,6038 \cdot 10^{-5}$ kg/m³. Nota-se que os maiores picos de diferença ocorreram justamente nos tempos em que haviam maiores distúrbios em F_a e S_a , implicando que o modelo linear se afasta mais do modelo não-linear quanto maior for a diferença das variáveis F_a e S_a em relação aos seus respectivos regime permanentes. Ainda assim, ao longo do tempo inteiro de simulação, as diferenças entre os dois modelos foram extremamente pequenas, possuindo um erro relativo máximo E_{rel} de 0,0011%, calculado por meio da Equação 39. Pode-se afirmar que para os valores de X_1 o modelo linear possui uma excelente aproximação ao modelo não-linear.

O valor da concentração de substrato em regime permanente é 102,6228 kg/m³. Para o modelo linear, o valor máximo obtido foi de 112,0201 kg/m³, enquanto o valor mínimo foi de 94,2085 kg/m³. Já para o modelo não-linear, os valores máximos e mínimos de S_1 foram, respectivamente, 110,6787 kg/m³ e 93,9162 kg/m³. Nota-se que a concentração de substrato sofre uma forte influência das variáveis F_a e S_a , gerando desvios em relação ao valor de regime permanente de até 8,7066 kg/m³ para o modelo não-linear e 9,3973 kg/m³ para o modelo linear. Para as diferenças entre os valores obtidos do modelo não-linear e linear, nota-se que foram negativos em todo o tempo de simulação, implicando que o modelo linear forneceu valores maiores que o esperado do modelo não-linear. Numericamente, a máxima diferença absoluta foi de

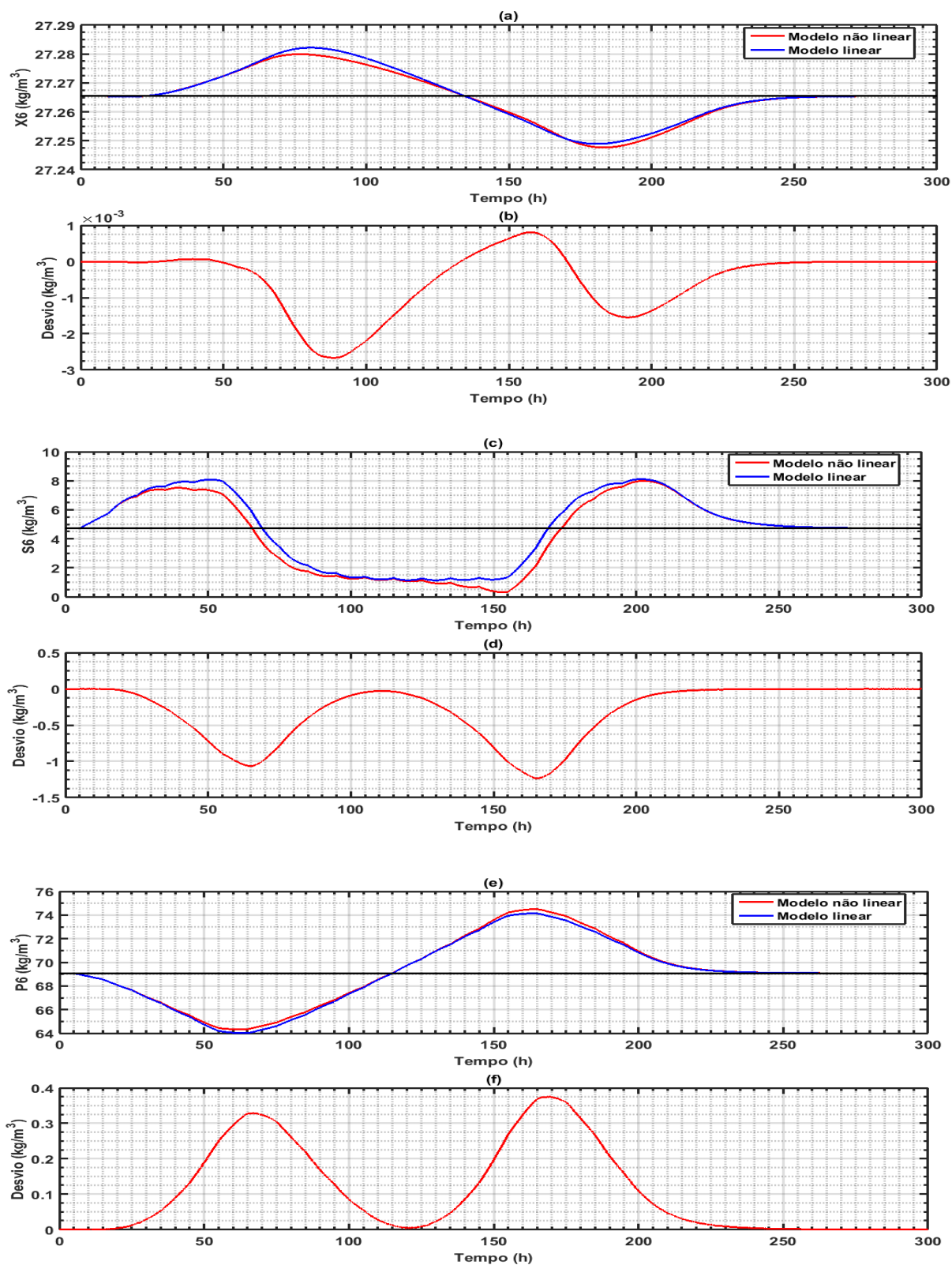
0,3993 kg/m³ ocorrida em $t = 164$ h. Os erros relativos obtidos foram pequenos, sendo o valor máximo igual a 0,3655% e média igual a 0,0953%. Consequentemente, o modelo linear conseguiu representar satisfatoriamente o modelo não-linear, principalmente para pequenos distúrbios em F_a e S_a . Mesmo com distúrbios relativamente grandes ocorridos em valores de t próximos a 50 h e 150 h, a diferença entre ambos os modelos não passou de 0,4 kg/m³, sendo um valor pequeno para a ordem de grandeza do valor da concentração de substrato que sai no primeiro reator.

Para a concentração de etanol na saída do primeiro reator, o valor de regime permanente é de 20,4735 kg/m³. Com os distúrbios realizados, os valores máximos alcançados para o modelo não-linear e linear foram, respectivamente, 22,1668 kg/m³ e 22,0506 kg/m³, enquanto os valores mínimos foram 18,9954 kg/m³ e 18,8929 kg/m³. Para o modelo não-linear, o desvio absoluto máximo em relação ao regime permanente foi de 1,6933 kg/m³, enquanto que para o modelo linear o valor foi de 1,5806 kg/m³. Esses desvios absolutos representam 7,53% e 7,72% do valor de regime permanente, respectivamente. Já no caso do substrato, esses valores foram de 8,48% para o modelo não-linear e 9,68% para o modelo linear. Consequentemente, para ambos os modelos, a variável P_1 sofreu menos influência dos distúrbios em comparação à S_a . Para os desvios entre os modelos, o valor máximo absoluto foi de 0,1162 kg/m³, ocorrido em $t = 164$ h. Já o erro relativo entre o modelo linear e o modelo não-linear foi baixo, sendo o valor máximo igual a 0,5399%. A média do erro relativo foi de 0,1748%.

Para as variáveis X_1 , S_1 e P_1 , o modelo linear se comportou de maneira muito próximo ao modelo não-linear. Os desvios foram baixos e os erros relativos não passaram de 0,55% em todo o tempo de simulação. O modelo linear foi capaz de representar satisfatoriamente o processo em questão no primeiro reator, principalmente para distúrbios pequenos e moderados. O modelo linear se torna menos preciso conforme ocorre um aumento nos desvios de F_a e S_a em relação aos seus regime permanentes.

A Figura 24 mostra os valores das concentrações de X_6 , S_6 e P_6 em função do tempo, bem como as diferenças de valores entre os modelos não-linear e linear.

Figura 24: Testes em malha aberta para os modelos linear e não-linear (a) X_6 (b) diferença de X_6 dos modelos (c) S_6 (d) diferença de S_6 dos modelos (e) P_6 (f) diferença de P_6 dos modelos



Fonte: Própria.

A concentração de células na saída do sexto fermentador, X_6 , possuía como regime permanente de projeto o valor de $27,2655 \text{ kg/m}^3$. Ao longo da simulação, o valor máximo e mínimo atingido, para o modelo não-linear foi, respectivamente, $27,2799 \text{ kg/m}^3$, 0,0529% maior que o regime permanente, e $27,2477 \text{ kg/m}^3$, 0,0655% menor que o regime permanente. Para o modelo linear, o máximo atingido foi de $27,2776 \text{ kg/m}^3$, 0,0541% maior que o valor de regime permanente, e o mínimo foi $27,2489 \text{ kg/m}^3$, 0,0610% menor que o valor de regime permanente. Em comparação com os valores de concentração de células na saída dos fermentadores anteriores, as mudanças em relação ao regime permanente, foram maiores, ainda que continuem com uma porcentagem muito baixa. Assim, ressalta-se que os distúrbios causados tiveram impacto desprezível na concentração de células X_6 . O desvio absoluto máximo atingido foi de $2,6672 \cdot 10^{-3} \text{ kg/m}^3$, enquanto a média foi $6,4165 \cdot 10^{-4} \text{ kg/m}^3$. Ambos os valores foram maiores em comparação com X_5 e as demais variáveis de concentração de células. Em termos de erro relativo, o maior valor foi de 0,0098% e a média foi de 0,0024%. Comparados aos obtidos com X_5 , houve um pequeno aumento nos erros relativos. Entretanto, a porcentagem é extremamente baixa, implicando que o modelo linear representa satisfatoriamente bem o modelo não-linear para a variável X_6 .

Para o substrato, o regime permanente de projeto é $4,7177 \text{ kg/m}^3$. Ao longo dos distúrbios, o valor máximo atingido para o modelo não-linear foi de $7,9902 \text{ kg/m}^3$, 69,3665% maior que o regime permanente. O valor mínimo atingido foi $0,3146 \text{ kg/m}^3$, 93,3307% menor que o regime permanente. Para o modelo linear, a concentração máxima alcançada foi de $8,1084 \text{ kg/m}^3$, 71,8725% maior que o regime permanente, enquanto o valor mínimo foi de $1,1347 \text{ kg/m}^3$, valor 75,9485% menor que o regime permanente. Conforme aumentou-se o número de fermentadores, a concentração de saída se tornou cada vez menor e cada vez mais sensível com as mudanças efetuadas em F_a e S_a . A variável S_6 é muito mais sensível frente aos distúrbios em comparação com a variável S_5 e as demais variáveis de concentração de substrato. Em termos de diferenças entre os modelos, também houve um aumento. A diferença absoluta máxima foi de $1,2365 \text{ kg/m}^3$, enquanto a média foi de $0,3287 \text{ kg/m}^3$. Levando-se em conta que a concentração de substrato na saída do sexto reator é baixa, essa diferença entre os modelos é consideravelmente alta. Considerando os erros relativos,

houve um grande aumento devido ao fato de S_6 ter valores muito próximos a zero. O erro relativo máximo foi de 309,9200%, enquanto a média foi de 20,2963%. Consequentemente, deve-se ter uma cautela no uso do modelo linear obtido para representar o modelo não-linear, pois grandes desvios podem ocorrer em perturbações muito altas. Além disso, a Figura 24-c mostra que a dinâmica de S_6 não é suave, indicando a influência dos degraus em F_a e S_a . Comparando-o com a dinâmica de X_6 e P_6 , a variável S_6 possui comportamento muito menos suave e uma resposta mais rápida frente aos distúrbios causados durante a simulação.

A variável P_6 tem como regime permanente o valor de 69,0752 kg/m³. O valor máximo atingido, para o modelo não-linear, foi de 74,5053 kg/m³, enquanto o mínimo foi de 64,3248 kg/m³. Em relação aos regime permanentes esses valores são, respectivamente, 7,8612% maior e 6,8772% menor. Para o modelo linear, o valor máximo alcançado foi de 74,1369 kg/m³, 7,3278% maior, e o mínimo foi de 64,0057 kg/m³, 7,3391% menor. Nota-se que ambos os modelos tiveram máximos e mínimos próximos, e que as porcentagens em relação ao regime permanente são praticamente iguais às obtidas com as variáveis de concentração de etanol anteriores. A diferença máxima alcançada entre o modelo não-linear e linear foi de 0,3753 kg/m³, já a média teve o valor de 0,1112 kg/m³. Apesar de terem aumentado em comparação com P_5 , tais valores são pequenos se comparados com o valor de regime permanente, implicando que o modelo linear se aproxima bem do modelo não-linear. O erro relativo máximo encontrado foi de 0,5104% e a média foi de 0,1610%. Tais valores são ligeiramente menores que os obtidos em P_5 .

A Tabela 8 mostra o máximo e mínimo em porcentagem em comparação ao regime permanente para o modelo não-linear e linear. Também é mostrado o erro relativo máximo e a média do erro relativo para cada variável. Os valores de E_{sp} foram calculados por meio da Equação 38. Os valores de E_{rel} foram obtidos pela expressão 39. Nota-se os grandes erros na variável S_6 . Isso se deve ao fato que o valor de regime permanente diminui para um valor muito baixo no último reator, tornando os erros relativos extremamente grandes. Ainda assim, pelo valor de médio de E_{rel} , tem-se um resultado adequado.

Tabela 8: Porcentagem dos valores máximos e mínimos em relação ao set point para o modelo não-linear e linear, e erro relativo máximo e médio entre os modelos

	Modelo não-linear		Modelo linear			
	E_{sp} (%)	E_{sp} (%)	E_{sp} (%)	E_{sp} (%)	E_{rel} máximo (%)	Média de E_{rel} (%)
X_1	0,0120	-0,0101	0,0110	-0,0109	0,0011	0,0003
S_1	7,8501	-8,4841	8,1827	-8,1992	0,3655	0,0953
P_1	8,2707	-7,2194	7,7030	-7,7204	0,5399	0,1748
X_2	0,0141	-0,0138	0,0135	-0,0133	0,0010	0,0004
S_2	7,2106	-8,4196	7,8451	-7,8709	0,6898	0,1778
P_2	8,3699	-7,2960	7,7925	-7,8082	0,5542	0,1760
X_3	0,0216	-0,0249	0,0231	-0,0231	0,0021	0,0006
S_3	7,3644	-8,7309	8,0920	-8,1139	1,1765	0,3121
P_3	8,2292	-7,2231	7,6914	-7,7076	0,5481	0,1736
X_4	0,0348	-0,0413	0,0380	-0,0379	0,0034	0,0010
S_4	8,5999	-10,3121	9,4534	-9,4772	2,0937	0,5670
P_4	8,0267	-7,0756	7,5124	-7,5281	0,5418	0,1697
X_5	0,0495	-0,0584	0,0541	-0,0539	0,0046	0,0015
S_5	14,0631	-15,7825	14,8345	-14,8605	4,6636	1,2483
P_5	7,9013	-6,9442	7,3827	-7,3959	0,5288	0,1656
X_6	0,0529	-0,0655	0,0611	-0,0610	0,0098	0,0024
S_6	69,3665	-93,3307	71,8725	-75,9485	309,9200	20,2963
P_6	7,8612	-6,8772	7,3278	-7,3391	0,5104	0,1610

Fonte: Própria.

Com esses resultados, selecionou-se a variável a ser controlada. As concentrações de células não são adequadas a serem selecionadas pois seus valores variaram muito pouco em comparação com o regime permanente. Além disso, a medição muito precisa de concentração celular a nível industrial é difícil de ser realizada. No caso do etanol, o mesmo forneceu uma resposta lenta e estável frente aos distúrbios, sendo menos influenciada em comparação com a concentração de substrato. Por sofrer um forte impacto devido às mudanças das variáveis F_a e S_a , a concentração de substrato na saída do sexto fermentador, S_6 , foi utilizada como variável controlada. Deve-se atentar que, para as estratégias convencionais nas quais se utilizaram o modelo linear, há desvios consideráveis entre o modelo linear e o modelo não-linear nos casos em que as variáveis F_a e S_a se afastaram muito de seus valores de projeto. Como o controle utilizado é do tipo *feedback*, é adequado utilizar uma variável que responda mais rápido frente aos distúrbios. A variável S_6 é influenciada mais rapidamente pelas perturbações realizadas, tornando uma vantagem a escolha de S_6 para a variável controlada.

Para certificar-se de que a escolha de S_6 como variável controlada foi adequada, realizou-se uma comparação entre dois controles: um controle utilizando a variável S_6 como controlada, e outro controle utilizando a variável P_6 como controlada. Mediante distúrbios realizados nesses dois controles, foi possível analisar a resposta e utilizar os índices de desempenho para comparar os dois casos. A discussão desses casos foi feita na seção 4.5.

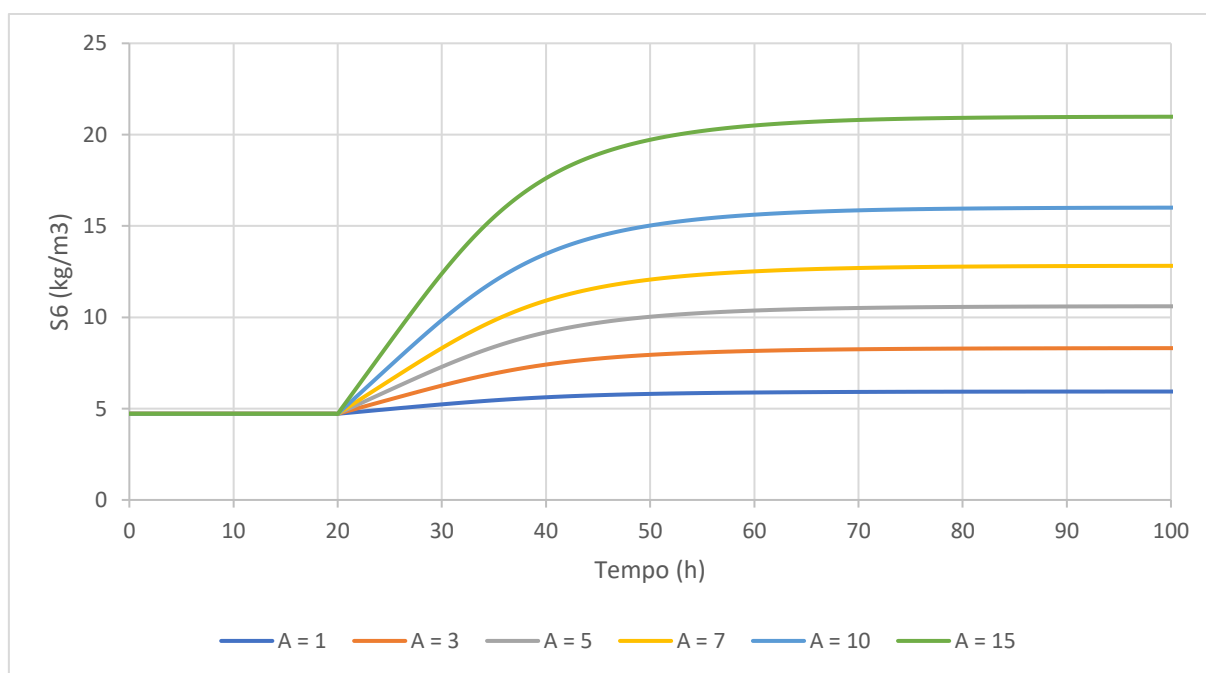
4.4 CONTROLE PID PARA O MODELO LINEAR

Tentou-se aplicar o método de Ziegler-Nichols (ZIEGLER; NICHOLS, 1942) para a obtenção dos parâmetros de sintonia do PID. Entretanto, não foi possível realizar distúrbios que gerassem uma resposta oscilatória com frequência constante na variável controlada. O método de Cohen-Coon e o algoritmo do bloco PID do MATLAB foram aplicados com êxito.

4.4.1 MÉTODO COHEN-COON

Utilizou-se o método de Cohen-Coon para obter os parâmetros K_c , τ_i e τ_d . Os degraus foram realizados em malha aberta tanto no modelo linear quanto no modelo não-linear. A Figura 25 ilustra a resposta da variável S_6 após os degraus realizados em F_a no instante $t = 20$ h, obtidas com o modelo não-linear.

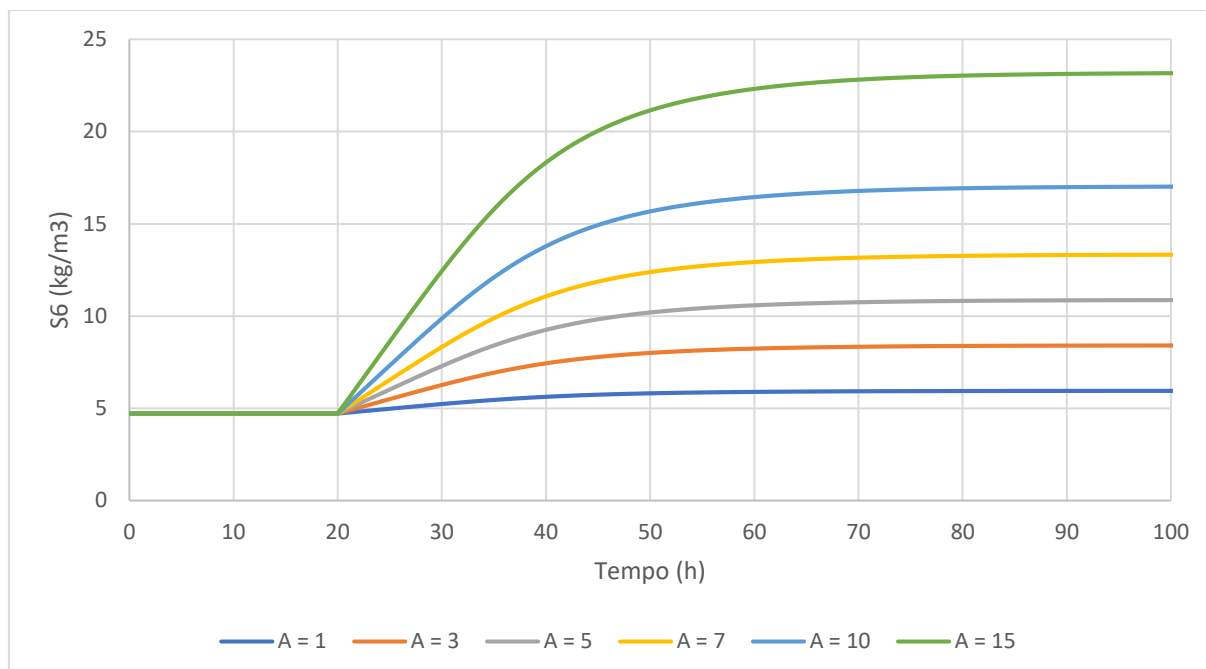
Figura 25: Respostas de S_6 mediante um degrau de magnitude A realizado em F_a em malha aberta no modelo não-linear



Fonte: própria.

A Figura 26 ilustra a resposta da variável S_6 após os degraus realizados em F_a no instante $t = 20$ h, obtidas com o modelo linear.

Figura 26 - Respostas de S_6 mediante um degrau de magnitude A realizado em F_a em malha aberta no modelo linear



Fonte: Própria.

A forma do gráfico das Figuras 25 e 26 são bem parecidas, uma vez que o modelo linear se aproxima bem do modelo não-linear, conforme analisado e discutido anteriormente. A resposta também é esperada. Como há um aumento na vazão F_a , o tempo de residência nos fermentadores diminui, o que leva a uma redução na conversão de substrato, e consequente incremento do mesmo dentro dos fermentadores. Assim, quanto maior o degrau em F_a , maior é o valor de S_6 que sai no último fermentador.

Utilizou-se as Equações 28 a 31 e as expressões da Tabela 4 para encontrar as constantes K_c , τ_i e τ_d pelo método de Cohen-Coon. As constantes e suas médias obtidas por meio do método aplicado no modelo linear são mostradas na Tabela 9, enquanto os resultados pelo modelo não-linear são mostrados na Tabela 10.

Tabela 9: Constantes obtidas pelo método de Cohen-Coon aplicado no modelo linear

	Controle PI			Controle PID		
	K_c	τ_i	τ_d	K_c	τ_i	τ_d
A = 1	2,3300	7,5418	0	3,5197	7,0844	1,0856
A = 3	2,3274	7,5436	0	3,5158	7,0876	1,0861
A = 5	2,3292	7,5511	0	3,5185	7,0937	1,0870
A = 7	2,3318	7,5462	0	3,5224	7,0875	1,0860
A = 10	2,3236	7,5636	0	3,5102	7,1087	1,0894
A = 15	2,3251	7,5702	0	3,5123	7,1141	1,0902
Média	2,3278	7,5527	0	3,5165	7,0960	1,0874

Fonte: própria.

Tabela 10: Constantes obtidas pelo método de Cohen-Coon aplicado no modelo não-linear

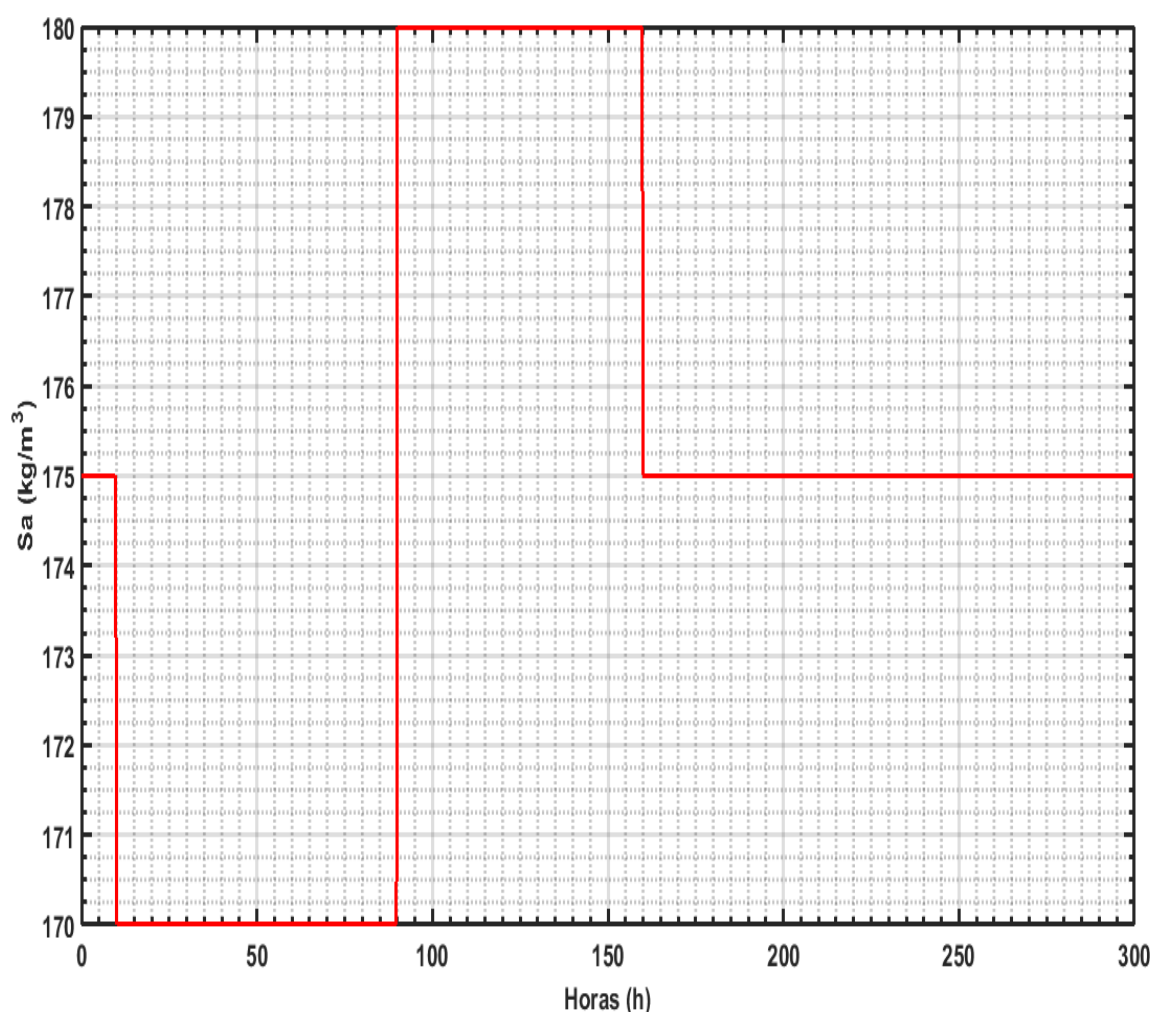
	Controle PI			Controle PID		
	K_c	τ_i	τ_d	K_c	τ_i	τ_d
A = 1	2,5166	6,9712	0	3,7980	6,4667	0,9888
A = 3	2,3514	7,4461	0	3,5529	7,0184	1,0761
A = 5	2,3614	7,4199	0	3,5687	7,0115	1,0755
A = 7	2,3701	7,3931	0	3,5826	7,0045	1,0749
A = 10	2,3643	7,3385	0	3,5754	6,9907	1,0737
A = 15	2,3931	7,2809	0	3,6204	6,9753	1,0724
Média	2,3928	7,3083	0	3,6163	6,9112	1,0602

Fonte: Própria.

Notou-se pelas Tabelas 9 e 10 que as médias foram bem próximas, com a comparação entre a obtenção pelo método com o modelo linear e com o modelo não-linear. Além disso, mesmo usando diferentes amplitudes para a perturbação em degrau, os valores de K_c , τ_i e τ_d foram próximos, resultando em uma média adequada.

Os distúrbios realizados em S_a são mostrados na Figura 27. Os três primeiros distúrbios utilizados foram feitos com o intuito de se analisar a resposta transitória. Para isso, utilizou-se os degraus na concentração de S_a . Em $t = 250$ h, o valor de regime permanente de S_6 foi mudado de 4,7177 para 2,7177 kg/m³, tratando-se de um problema servo.

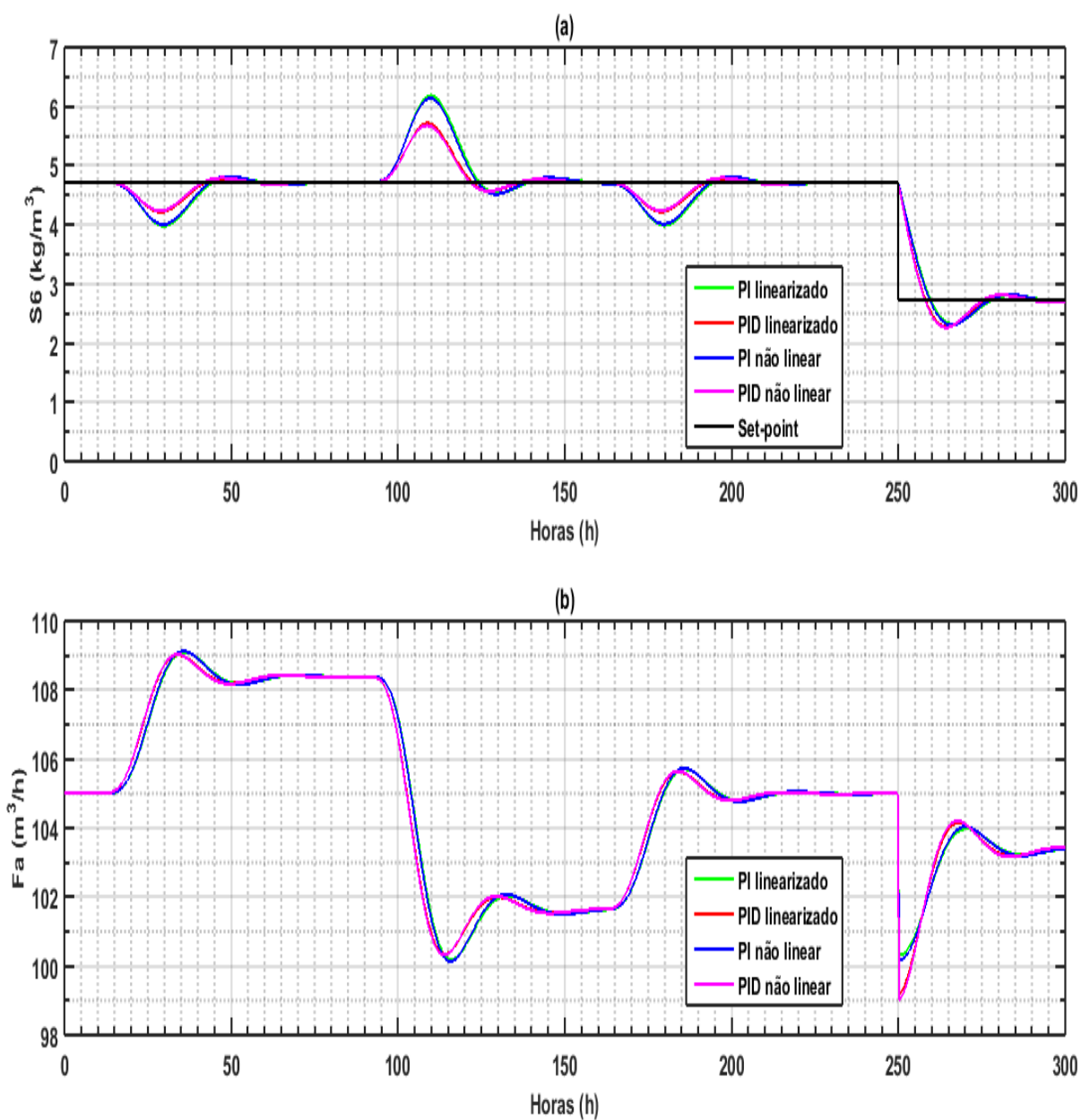
Figura 27: Comportamento dos distúrbios em S_a para analisar a resposta dos controladores



Fonte: Própria.

A Figura 28 ilustra o comportamento de F_a e S_6 com as constantes obtidas. Nela são exibidos o comportamento por meio do controle PI e PID utilizando as médias obtidas nas Tabelas 9 e 10.

Figura 28: Comportamentos de (a) S_6 e (b) F_a em função do tempo utilizando as constantes obtidas pelo método de Cohen-Coon



Fonte: Própria.

O controle PI obtido pelo método de Cohen-Coon utilizando a malha aberta com o modelo linear possuiu como constantes os valores de $K_c = 2,327$ e $\tau_i = 7,5527$. Com o primeiro distúrbio, o valor de M_p foi de 15,55%, ocorrido 19,75 h após o distúrbio. O valor de t_s no qual o valor de S_6 se manteve na faixa entre $0,95.S_6$ e $1,05.S_6$ foi de 30 h. No segundo distúrbio, os valores de M_p , t_p e t_s foram, respectivamente, 31,09%, 19,75 h e 32 h. No terceiro distúrbio, a resposta foi praticamente a mesma na que ocorreu durante o primeiro distúrbio. Para o problema servo, o valor de M_p foi de 13,96%, o valor de t_p foi de 16,25 h e t_s foi 23,75 h. No caso do PID, as constantes K_c , τ_i e τ_d foram, respectivamente, 3,5165, 7,0960 e 1,0874. Os valores calculados para a resposta após a primeira perturbação foram: $M_p = 10,55\%$, $t_p = 19$ h e $t_s = 26,75$ h. Esses valores são praticamente iguais ao que ocorre após o terceiro distúrbio. No segundo distúrbio, o máximo valor de ultrapassagem foi 21,11%, ocorrido no instante de pico igual a 19 h. Já o tempo de acomodação foi de 29,25 h. Em comparação com o controle PI, todos os valores foram menores. Com a mudança de regime permanente, obteve-se os valores $M_p = 15,77\%$, $t_p = 14,50$ h e $t_s = 22,25$ h. Nesse caso, o valor de M_p foi levemente superior ao controle PI. De maneira geral, o controle PID gerou uma resposta melhor em comparação ao controle PI, principalmente nos problemas de regularização.

As respostas utilizando as constantes obtidas pelo método de Cohen-Coon em malha aberta com o modelo não-linear foram muito próximas às obtidas com o modelo linear. As curvas de resposta praticamente se sobrepuseram, possuindo uma resposta transitória muito semelhante. Consequentemente, não houve diferença significativa em ter aplicado o método de Cohen-Coon utilizando a malha aberta em dois modelos diferentes.

Optou-se por analisar a mudança da resposta do controlador PID alterando as constantes K_c , τ_i e τ_d obtidas pelo modelo linear. A Tabela 11 apresenta as performances para os diversos controladores testados.

Tabela 11: M_p , t_p e t_s para o primeiro e segundo distúrbios no controle com 3 constantes

Controle	Primeiro distúrbio						Segundo distúrbio		
	K_c	τ_i	τ_d	M_p (%)	t_p	t_s	M_p (%)	t_p	t_s
1	2,3278	7,5527	0	15,55	19,75	30	31,09	19,75	32,00
2	3,5164	7,0960	1,0873	10,55	19,00	26,75	21,11	19,00	29,25
3	2,3928	7,3082	0	15,04	19,75	29,50	30,10	19,75	31,25
4	3,6163	6,9111	1,0602	10,20	18,75	26,25	20,42	18,75	28,75
5	1,7582	7,0960	1,0873	18,37	21,25	33,25	36,74	21,25	35,00
6	2,6374	7,0960	1,0873	13,44	19,75	29,25	26,88	19,75	31,25
7	5,2748	7,0960	1,0873	7,32	17,75	23,25	14,65	17,75	26,50
8	7,0330	7,0960	1,0873	5,57	17,00	19,75	1,93	69,75	0,00
9	3,5165	3,5480	1,0874	7,72	15,75	21,75	15,40	16,75	23,75
10	3,5165	5,3220	1,0874	9,40	18,00	24,50	18,83	18,00	26,75
11	3,5165	10,6440	1,0874	12,07	20,00	30,25	24,14	20,00	33,75
12	3,5165	14,1920	1,0874	13,03	20,75	33,50	26,03	20,75	39,50
13	3,5165	7,0960	0,5437	10,67	18,50	26,25	21,35	18,50	28,50
14	3,5165	7,0960	0,8156	10,61	18,75	26,50	21,23	18,75	28,75
15	3,5165	7,0960	1,6311	10,44	19,25	27,25	20,88	19,25	29,50
16	3,5165	7,0960	2,1748	10,32	19,50	27,75	20,63	19,50	30,25

Fonte: Própria.

A Tabela 12 contém os valores calculados de M_p , t_p e t_s na resposta após o terceiro distúrbio e na situação de problema servo, para os diversos controles realizados.

Tabela 12: M_p , t_p e t_s para o terceiro distúrbio e problema servo no controle com 3 constantes

Controle	Terceiro distúrbio						Problema servo		
	K_c	τ_i	τ_d	M_p (%)	t_p	t_s	M_p (%)	t_p	t_s
1	2,3278	7,5527	0	15,44	19,75	30,00	13,96	16,25	23,75
2	3,5164	7,0960	1,0873	10,50	19,00	26,75	15,77	14,50	22,25
3	2,3928	7,3082	0	18,03	19,75	29,50	14,55	16,00	23,50
4	3,6163	6,9111	1,0602	10,16	18,75	26,25	16,08	14,25	22,00
5	1,7582	7,0960	1,0873	18,51	21,25	23,25	14,99	20,00	29,50
6	2,6374	7,0960	1,0873	13,39	19,75	29,25	15,88	16,50	25,00
7	5,2748	7,0960	1,0873	7,32	17,75	23,25	-	-	-
8	7,0330	7,0960	1,0873	-	-	-	-	-	-
9	3,5165	3,5480	1,0874	8,00	16,75	21,75	25,98	11,75	18,75
10	3,5165	5,3220	1,0874	9,35	18,25	24,75	19,99	13,50	21,00
11	3,5165	10,644	1,0874	12,03	20,00	30,25	10,03	16,00	22,50
12	3,5165	14,192	1,0874	12,86	20,75	33,50	6,29	16,75	20,25
13	3,5165	7,0960	0,5437	10,63	18,50	26,25	15,23	13,75	21,00
14	3,5165	7,0960	0,8156	10,56	18,75	26,50	15,50	14,25	21,50
15	3,5165	7,0960	1,6311	10,39	19,25	27,25	-	-	-
16	3,5165	7,0960	2,1748	10,30	19,50	27,75	-	-	-

Fonte: Própria.

Alguns controladores se comportaram melhor em problemas regulatórios, enquanto outros possuíram melhor desempenho em situações de mudança de regime permanente. Boa parte dos processos é projetado para manter a variável controlada

em um determinado valor. Apesar de serem raras as ocasiões na qual uma mudança de *set-point* deve ser realizada, é importante que o controle possa funcionar nessas situações. Diante disso, os controles 7 e 8, obtidos utilizando altos valores de K_c , são inadequados, bem como os controles 15 e 16 obtidos com valores elevados de τ_d , uma vez que os mesmos divergiram, não conseguindo manter a variável controlada no valor desejado. Dentre os demais controles, aqueles que mais tiveram um equilíbrio satisfatório na resposta dos problemas regulatórios e servos foram os controles 2, 4 e 10, sendo os dois primeiros obtidos diretamente pelo método de Cohen-Coon. E o terceiro derivado destes com uma pequena redução em τ_i . Apesar da simplicidade do método de Cohen-Coon, foi possível obter excelentes valores para K_c , τ_i e τ_d da equação de sintonia do PID. Dependendo da característica e objetivos do processo em questão, os valores encontrados podem ser levemente alterados para melhorar a resposta do controle em problemas regulatórios ou focar em melhor a resposta em problemas servos.

4.4.2 PID OBTIDO PELO ALGORITMO DO MATLAB

Utilizando o algoritmo próprio do bloco PID do *Simulink*, foram encontrados os seguintes coeficientes para os valores de p, i, D e N da equação de sintonia do PID representada pela Equação 32.

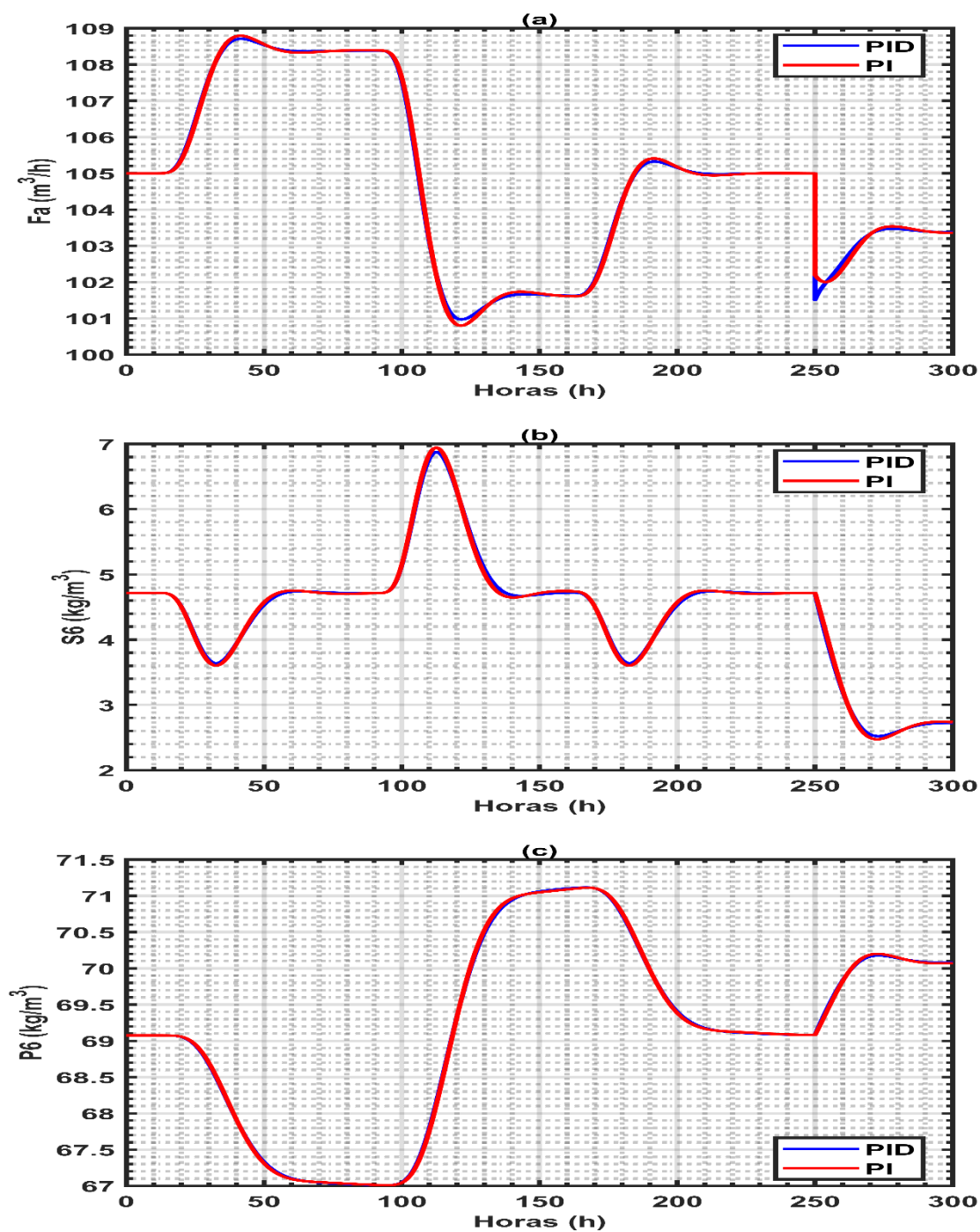
Tabela 13: Constantes da equação de sintonia do PID obtidas pelo MATLAB

Controladores				
Termos	PID	PI	P	I
p	1,4345	1,4055	1,8154	0
i	0,1554	0,1545	0	0,0325
D	1,0958	0	0	0
N	0,2854	0	0	0

Fonte: Própria.

As respostas dos controladores PID e PI com os coeficientes da Tabela 13, utilizando S_6 como variável controlada, são mostradas na Figura 29.

Figura 29: Respostas de (a) F_a , (b) S_6 e (c) P_6 em função do tempo utilizando controle PID e PI



Fonte: Própria.

Para o caso do controle PID, obteve-se excelentes resultados. Após o primeiro distúrbio, o valor máximo de ultrapassagem encontrado foi de 22,85%. O instante de pico e o tempo de acomodação foram, respectivamente, 22,50 h e 39 h. Esses valores foram praticamente idênticos aos obtidos após o terceiro distúrbio, tendo uma resposta praticamente igual em ambos os casos. Já no caso do segundo distúrbio, o valor de M_p calculado foi de 45,70%, com $t_p = 22,50$ h e $t_s = 42$ h. Na situação de problema servo. No caso do problema regulatório, a resposta foi relativamente lenta, já no caso do problema servo a resposta foi mais rápida, e com um valor de M_p muito inferior.

Com o controle PI, obteve-se resultados muito semelhantes ao obtido com o controle PID, com as curvas de ambos os modelos praticamente sobrepostas. A resposta após o primeiro e terceiros distúrbios foram idênticas, com os valores calculados de M_p , t_p e t_s sendo, respectivamente, 23,59%, 22,50 h e 38,25 h. Após o segundo distúrbio, o valor máximo de ultrapassagem encontrado foi de 47,17%. O instante de pico teve como valor 22,50 h e o tempo de acomodação 40,75 h. Com a mudança de regime permanente, obteve-se um comportamento semelhante ao ocorrido no PID. O valor de M_p foi de 9,23%, o valor de t_p foi 22,50 h e o valor de t_s foi de 30,50 h.

Os resultados indicam que os controles PID e PI foram adequados para realizar o controle do processo em questão frente aos distúrbios realizados. Dentre esses dois, o controle PID foi levemente superior.

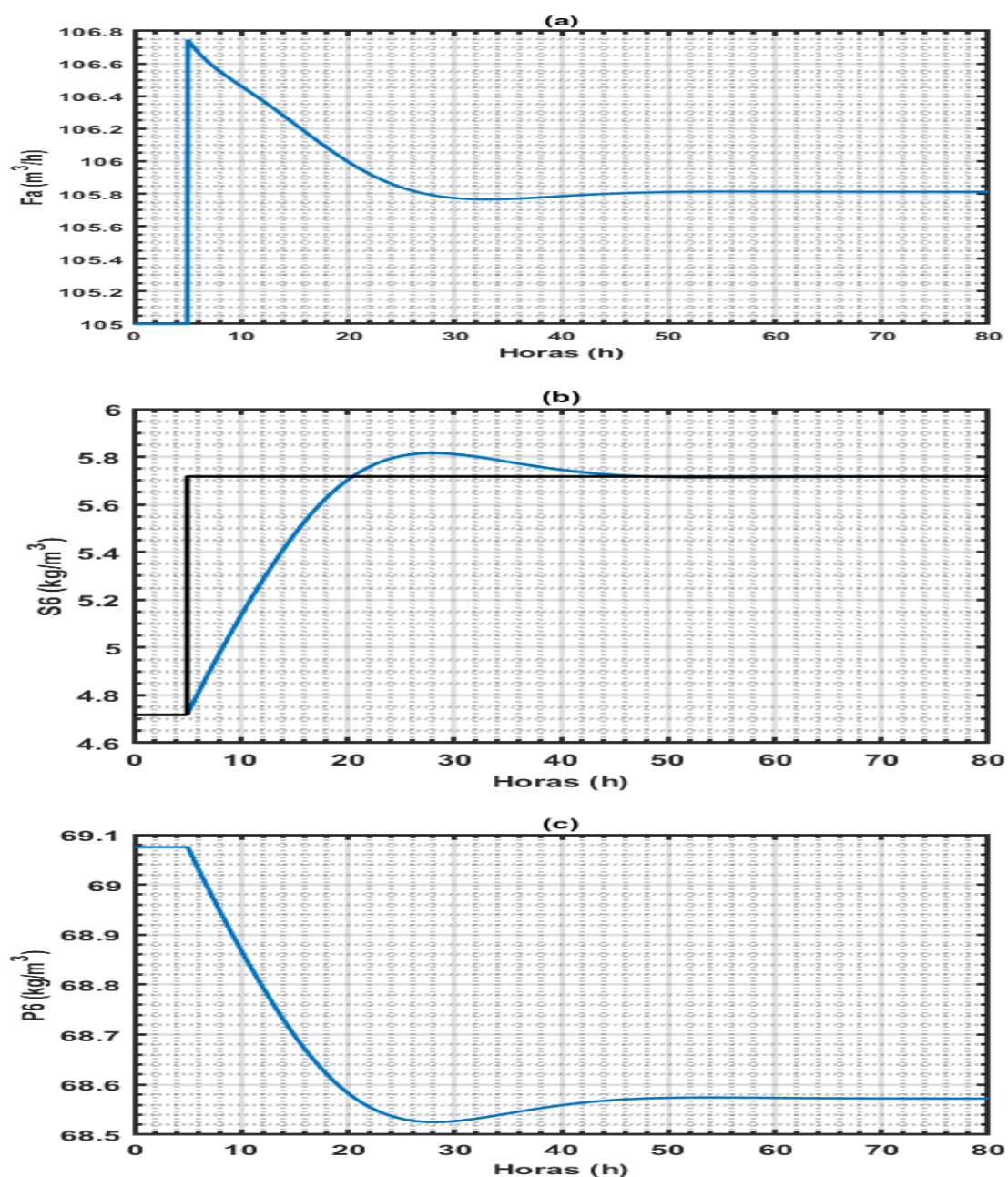
4.5 COMPARAÇÃO ENTRE VARIÁVEL CONTROLADA S_6 E P_6

Com o intuito de corroborar o uso da variável S_6 como sendo a variável controlada desejada, realizou-se uma comparação utilizando um controle PID considerando a P_6 como variável controlada. Em ambos os casos, o degrau unitário foi realizado no valor de regime permanente da variável controlada. Os coeficientes utilizados para o PID de controle da variável S_6 foram: $p = 1,4345$, $i = 0,1554$, $D =$

1,0958 e $N = 0,2854$. Para o controle da variável P_6 , os coeficientes obtidos foram $p = -2,8656$, $i = -0,3092$, $D = -2,1992$ e $N = 0,2844$. Utilizou-se o algoritmo de controle PID do *Simulink* neste estudo.

A Figura 30 ilustra a resposta com a variável controlada sendo S_6 .

Figura 30: Respostas para a variável controlada S_6 (a) vazão F_a , (b) S_6 e (c) P_6



Fonte: Própria.

A resposta após o degrau unitário teve como tempo de atraso o valor de 6,15 h, um tempo de subida de 15,5 h, um instante de pico de 22,95 h e um tempo de acomodação de 21,6 h. O valor M_p calculado foi de 1,71%. Como esperado, as respostas são bem lentas devido as características do processo.

Para a vazão F_a houve um pico em seu valor justamente no instante de distúrbio. Esse aumento repentino foi pequeno, indo de 105 m³/h para 106,7 m³/h. Nota-se que até cerca de 20 h após o aumento no valor de regime permanente a vazão é diminuída praticamente de maneira linear. Após isso, há um leve incremento até que a vazão se estabiliza em seu novo valor de estado estacionário. As mudanças realizadas pela vazão foram bem suaves.

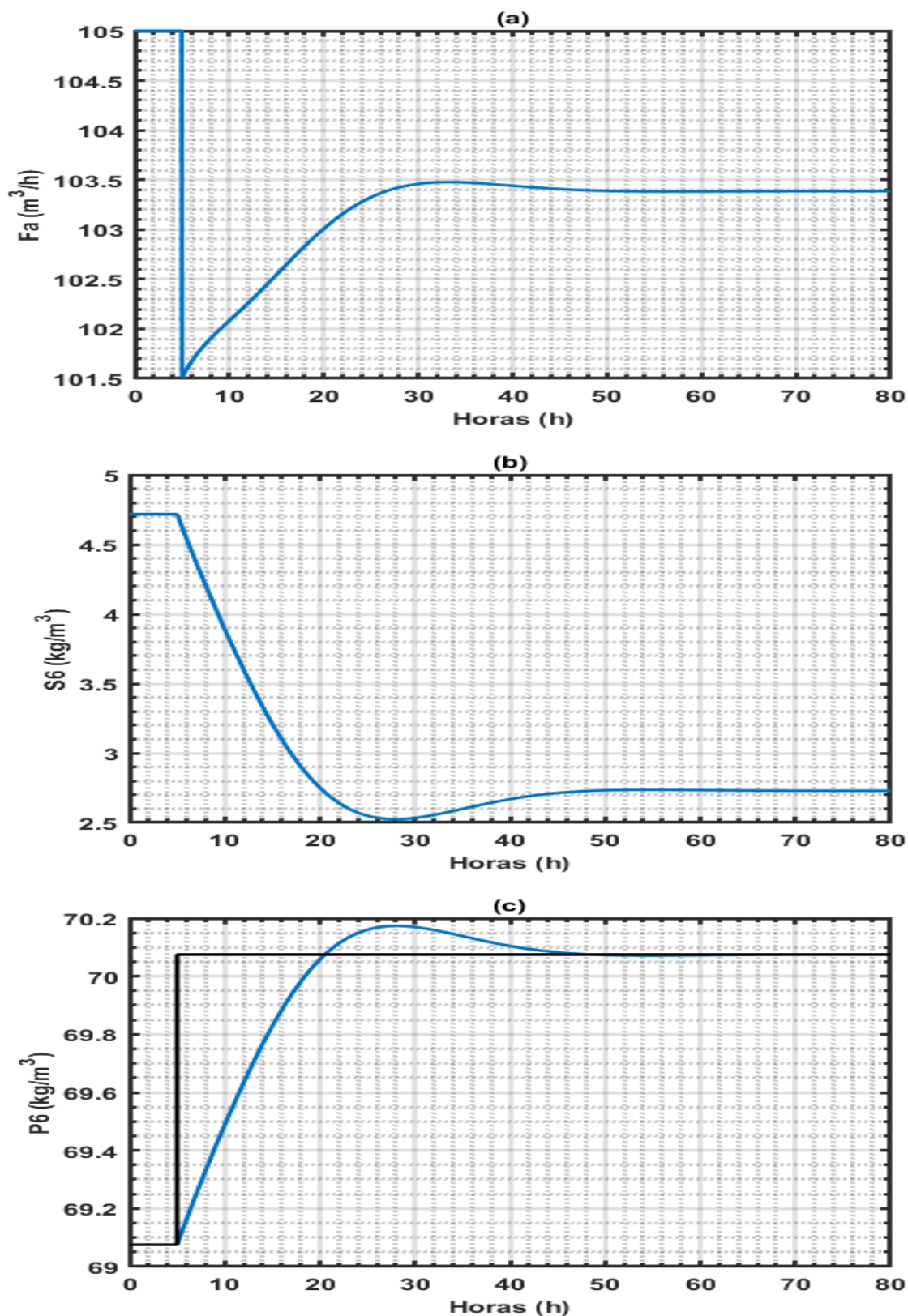
No caso da variável controlada, S_6 , o aumento é bem suave e lento. A variável controlada aumenta um pouco acima do valor do novo regime permanente, mas rapidamente diminui e se estabiliza no valor desejado, sem grandes oscilações.

Analizando o valor da concentração de etanol na saída do sexto reator, nota-se que a mesma diminui de maneira rápida. Percebe-se também que a curva também não possui oscilação, e o *overshoot* é baixo. Consequentemente, as mudanças na vazão F_a proporcionadas pelo controle permitiram uma resposta adequada na variável P6, mesmo que a variável controlada seja S_6 .

De maneira geral, o uso de S_6 como variável controlada permitiu respostas muito robustas e estáveis nas variáveis de interesse.

A Figura 31 ilustra as respostas para o caso do uso de P6 como variável controlada.

Figura 31: Respostas para a variável controlada P6 (a) vazão F_a , (b) S_6 e (c) P_6



Fonte: Própria.

Para a variável controlada P_6 , calculou-se as seguintes características da resposta: Tempo de atraso igual a 6,15 h, tempo de subida igual a 15,55 h, instante de pico igual a 23,05 h e tempo de acomodação igual a 31,85 h. O máximo valor de ultrapassagem calculado atingiu 0,14%.

Para o caso da variável controlada sendo S_6 , percebe-se que a vazão variou pouco, indo de 105 para 106,7 m³/h, no instante do distúrbio. Para a concentração de etanol, a variação também foi pequena: houve uma variação entre 69,8 e 68,5 kg/m³. Com a variável controlada sendo P_6 , a vazão F_a variou entre 105 m³/h e 101,5 m³/h, e S_6 variou entre 4,7 e 2,5 kg/m³. Consequentemente, nota-se que o uso de S_6 como variável controlada resulta em menos variações das demais variáveis, tornando-a mais adequada em comparação com P_6 .

5 CONCLUSÃO

O estudo realizado permitiu analisar um processo para a produção de etanol mesclando os métodos de primeira e segunda geração. Foi feita uma modelagem matemática que representou bem o processo de fermentação contínuo com reciclo de células, utilizando seis fermentadores perfeitamente agitados em série. De posse do modelo fenomenológico, foi implementado com sucesso no modelo no *Simulink* do *software* MATLAB.

O método numérico de *Newton-Raphson* permitiu calcular o valor das variáveis de interesse em regime permanente, necessários para a obtenção das funções de transferência. O uso do *software* MATLAB permitiu que fossem obtidas as funções de transferência para as variáveis, bem como a simulação do processo com os modelos linear e não-linear implementados no *Simulink*. O método *ode23tb* solucionou perfeitamente os sistemas de equações diferenciais contidos nos modelos.

A análise em malha aberta mostrou que o modelo linear se aproximou bem do modelo linear para pequenos distúrbios. Nos casos de alto distúrbios em relação ao regime permanente, o modelo também se aproximou bem, com exceção do último fermentador. Nele, os erros foram consideráveis, com o erro médio sendo 20,3%, mostrando que o modelo linear não possui boa validade em situações com grandes distúrbios em F_a e S_a . Foi possível verificar que dentre as variáveis X_6 , S_6 e P_6 , a mais sensível frente aos distúrbios foi a variável S_6 .

As constantes da equação de sintonia do PID foram obtidas utilizando o método da curva de reação do processo. O uso do método de Cohen-Coon (COHEN; COON, 1953) foi fácil e simples, pois o processo em questão possui um tempo morto considerável, de cerca de 10 horas, tornando esse método muito eficiente. As constantes obtidas pelo bloco PID do *Simulink* foram obtidas com o modelo implementado, usando o próprio algoritmo do MATLAB.

Entre os controles realizados, o controle utilizando as constantes obtidas pelo método de Cohen-Coon (COHEN; COON, 1953) possuíram desempenho superior ao controle gerado pelo próprio algoritmo do MATLAB. Devido as características do

processo, as respostas para ambos os modelos levaram muitas horas. Ainda assim, os controles PID realizados forneceram excelentes resultados, tanto para os problemas regulatórios quanto para os problemas servo. Nos problemas regulatórios, a resposta foi estável, com praticamente nenhuma oscilação. No problema servo, houve um pouco mais de oscilação, entretanto a variável controlada atingiu rapidamente o novo valor de regime permanente exigido. Ressalta-se que os controles PID e PI forneceram resultados muito próximos.

A análise entre o uso de S_6 e P_6 como variável controlada mostrou que a melhor dentre elas é a variável S_6 . Apesar dos índices de desempenho terem sido bem próximas, as respostas das variáveis F_a , S_6 e P_6 com o controle considerando S_6 como variável controlada foram mais estáveis e com magnitudes de variação menores. As melhores respostas das variáveis de interesse, juntamente com a maior sensibilidade da variável S_6 frente aos distúrbios no sistema, permitem concluir que o uso de S_6 como variável controlada foi a melhor opção para o controle PID.

De forma geral, com este trabalho, foi possível concluir que, apesar da simplicidade do controle PID, o mesmo é capaz de controlar processos complexos, altamente não-lineares, como é o caso da fermentação alcoólica. Além disso, aplicação de métodos simples de sintonia, como o Cohen-Coon (COHEN; COON, 1953), foi capaz de fornecer parâmetros adequados para a equação PID.

6 SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS

Existem diversas melhorias que podem ser analisadas e estudadas com o intuito de aprimorar esse estudo realizado, sendo os principais deles:

- Aprimorar a modelagem do sistema: realizar uma modelagem considerando mudanças de densidade das correntes devido as mudanças nas composições.
- Usar reatores não isotérmicos, implementando-se balanços de energia para analisar os efeitos dos trocadores de calor nos fermentadores.
- Usar cinética com morte celular para uma melhor representação do modelo do processo.
- Usar de controle preditivo baseado em modelo a fim de se comparar o desempenho do sistema controlado.
- Usar controle inteligente para controlar a fermentação usando estratégias como controle neural, neuro-fuzzy e lógica fuzzy.

7 REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- AGUDELO, W. E. H. **Modelagem e controle de processos para a produção de etanol de primeira e segunda geração aplicando redes neurais**. 2017. Tese (Doutorado em Engenharia Química) – Universidade Estadual de Campinas, Campinas, 2017.
- ANDRADE, R. et al. Evaluation of the alcoholic fermentation kinetics of enzymatic hydrolysates from sugarcane bagasse (*Saccharum officinarum* L.). **Journal of Chemical Technology & Biotechnology**, Chichester, v. 88, n. 6, p. 1049-1057, 2012.
- ANDRADE, R. R. **MODELAGEM CINÉTICA DO PROCESSO DE PRODUÇÃO DE ETANOL A PARTIR DE HIDROLISADO ENZIMÁTICO DE BAGAÇO DE CANA-DE-AÇÚCAR CONCENTRADO COM MELAÇO CONSIDERANDO RECICLO DE CÉLULAS**. 2012. Tese (Doutorado em Engenharia Química) – Universidade Estadual de Campinas, Campinas, 2012.
- ANDRIETTA, S. R. **Modelagem, simulação e controle de fermentação alcoólica contínua em escala industrial**. 1994. Tese (Doutorado em Engenharia de Alimentos) – Universidade Estadual de Campinas, Campinas, 1994.
- BAHL, H.; ANDERSCH, W.; GOTTSCHALK, G. Continuous production of acetone and butanol by *Clostridium acetobutylicum* in a two-stage phosphate limited chemostat. **European journal of applied microbiology and biotechnology**. New York, v. 15, p. 201-205, 1982.
- CAMPOS M. C.; TEIXEIRA H. C. **Controles típicos de equipamentos e processos industriais**. São Paulo: Editora Blucher, 2006.
- CASTRO, A. M.; PEREIRA JUNIOR, N. Produção, propriedades e aplicação de celulasas na hidrólise de resíduos agroindustriais. *Química Nova*, São Paulo, v. 33, n. 1, p. 181-188, 2010.
- CHANG, R. **Physical chemistry for the biosciences**. Sausalito: University Science Books, 2005.

CHINDAMBARAM, M.; SAXENA, N. **Relay Tuning of PID Controllers For Unstable MIMO Processes**. Singapore: Springer, 2018.

COHEN, G. H.; COON, G. A. **Theoretical consideration of retarded control**. Transactions of ASME, v. 75, p. 827-834, 1953.

CORTEZ, L. A. B.; LORA, E. E. S.; AYARZA, J. A. C. **Biomassa no Brasil e no mundo**. Campinas, SP: Editora da Unicamp, 2008.

DORF, R. C.; BISHOP, R. H. **Sistemas de controle modernos**. 8. Ed. Rio de Janeiro: Editora LTC, 2001.

ECKERT, C. T. et al. Maize ethanol production in Brazil: Characteristics and perspectives. **Renewable and Sustainable Energy Reviews**, v. 82, n. 3, p. 3907–3912, 2018.

FLEMING, A. On the antibacterial action of cultures of a penicillium, with special reference to their use in the isolation of B. influenzae. **British Journal of Experimental Pathology**. Oxford, v. 10, n. 3, p. 226-236, 1929.

FOGLER, S. C. **Elementos de Engenharia das Reações Químicas**. 3. ed. Rio de Janeiro: Editora LTC, 2002.

GARCIA C. **Controle de processos industriais: volume 1: estratégias convencionais**. São Paulo: Blucher, 2017. 600 p.

GOFFEAU, A. et al. Life with 6000 genes. New York, **Science**, U.S.A., v. 274, n. 5287, p. 546-567, 1996.

HIGHAM, D. J.; HIGHAM, N. J. **"MATLAB Guide"**. 3. ed. Philadelphia: Society of Industrial and Applied Mathematics, 2017.

INTERNATIONAL ENERGY AGENCY (IEA). **Key World Energy Statistics**. Paris, 2017.

JOHNSON, M. A.; MORADI, M. H. **PID: Control New Identification and Design Methods**. Nottingham: Editora Springer, 2005.

LIMA, U. A. et al. **Biotecnologia Industrial** Volume 3 – Processos fermentativos e enzimáticos. São Paulo: Editora Edgard Blücher, 2001.

LUEDEKING, R.; PIRET, E. L. “A kinetic study of the lactic acid fermentation. Batch process at controlled pH”. **Journal of Biochemical and Microbiological Technology and Engineering**, New York, v. 1, n. 4, p. 393-412, 1959.

LUYBEN, W.L. **Process Modeling, Simulation and Control for Chemical Engineers**. 2nd ed, McGraw-Hill International Editions, 1990.

MACEDO, I. C. The current situation and prospects for ethanol. **Estudos Avançados**, São Paulo, v. 21, n. 59, p. 157–165, 2007.

MAIORELLA, B.; BLANCH, H. W.; WILKE, C. R. By-product inhibition effects on ethanolic fermentation by *Saccharomyces cerevisiae*. **Biotechnology and Bioengineering**, v. 25, n. 1, p. 103-121, 1983.

Ministério de Minas e Energia. **Plano Nacional de Energia 2030**. Secretaria de Planejamento e Desenvolvimento Energético, 2007. Disponível em: <<http://epe.gov.br/pt/publicacoes-dados-abertos/publicacoes/Plano-Nacional-de-Energia-PNE-2030>>. Acesso em: 10 mai. 2019.

MILANEZ, A. Y. et al. De promessa a realidade: como o etanol celulósico pode revolucionar a indústria da cana-de-açúcar: uma avaliação do potencial competitivo e sugestões de política pública. **Banco Nacional de Desenvolvimento Econômico e Social**. Rio de Janeiro, RJ, n. 41, p. 237-294, 2015.

NEUBEL, R. D.; RATAJAC, E. J. **Process for producing itaconic acid**. U.S. Patent n, 3,044,941. Depósito: 26 abr. 1960. Concessão: 17 jul. 1962.

OGATA, K. **Engenharia de Controle Moderno**. 3. ed. Rio de Janeiro: Editora LTC, 2000.

Perry, R. H.; Green, D. W. **Perry's Chemical Engineers' Handbook**. 7th. ed., New York, McGraw-Hill Book Co., 1997.

Perry, R. H.; Green, D. W. **Perry's Chemical Engineers' Handbook**. 8th. ed., New York, McGraw-Hill Book Co., 2008.

RENEWABLE FUELS ASSOCIATION (RFA). **Annual World Fuel Ethanol Production**. Disponível em: < <https://ethanolrfa.org/statistics/annual-ethanol-production>>. Acesso em: 16 mai. 2019.

ROBAK, K.; BALCEREK, M. Review of Second Generation Bioethanol Production from Residual Biomass. **Food Technol. Biotechnol.** v. 56, n. 2, p. 174–187, 2018.

ROSSI, E. D. et al. Pré-tratamentos na produção de etanol de segunda geração. **Monografias ambientais**, Santa Maria, v. 13, n. 4, p. 2516-2522, 2014.

SANTOS, J. A.; SOUZA, J. B. SUBSTITUIÇÃO DE COMBUSTÍVEIS FÓSSEIS POR ETANOL E BIODIESEL NO BRASIL E SEUS IMPACTOS ECONÔMICOS: UMA AVALIAÇÃO DO PLANO NACIONAL DE ENERGIA 2030. **Pesquisa e planejamento econômico**, v. 47, n. 3, p. 185-216, 2017.

SCHMIDELL, W. et al. **Biotecnologia Industrial** Volume 2 – Engenharia Bioquímica. São Paulo: Editora Edgard Blücher, 2001.

SEBORG, D. E.; EDGAR, T. F.; MELLICHAMP, D. A. **Process Dynamics Control**. 2. Ed. E.U.A.: John Wiley & Sons, 2004.

SINGH, G. et al. Current Advancements in Recombinant Technology for Industrial Production of Cellulases: Part-II. *In*: SRIVASTAVA, M. et al. **Approaches to Enhance Industrial Production of Fungal Cellulases**. Cham: Springer, 2019. p. 177-201.

SINGH, J.; KAUSHIK, N.; BISWAS, S. Bioreactors – Technology & Design Analysis. **The Scitech Journal**, Chennai, v. 01, n. 6, p. 28-36, 2014.

SMITH, C. A.; CORRIPIO, A. B. **Princípios E Prática do Controle Automático de Processo**. Rio de Janeiro: Editora LTC, 2008.

STEPHANOPOULOS, G. **Chemical Process Control: An Introduction to Theory and Practice**. New Jersey: Prentice-Hall, 1984. 696 pp.

TEWARI, A. **Modern Control Design With MATLAB and SIMULINK**. JOHN WILEY & SONS, LTD. 2002.

UNICA. **Histórico de produção e moagem.** Disponível em: <<http://www.unicadata.com.br/historico-de-producao-e-moagem.php?idMn=31&tipoHistorico=2>>. Acesso em: 04 mai. 2019.

VALERIANO, I. H. et al. Cassava Pulp Enzymatic Hydrolysate as a Promising Feedstock for Ethanol Production. **Brazilian Archives of Biology and Technology**, Curitiba, v. 61, e18161214, 2018. Disponível em: <http://www.scielo.br/scielo.php?script=sci_arttext&pid=S1516-89132018000100207&lng=en&nrm=iso>. Acessado em: 21 Mai. 2019.

VIOLARO, F. A. **Controle Preditivo Multivariável de um Processo de Fermentação Contínua para Produção de Etanol de Primeira Geração.** 2019. Tese (Mestrado em Engenharia Química) – Universidade Estadual de Campinas, Campinas, 2019.

ZIEGLER, J. G.; NICHOLS, N. B. Process lags in automatic-control circuits. **Trans. ASME**, v. 65, n. 5, p. 433-443, 1943.

ZILL, D. G.; CULLEN, M. R. **Differential Equations with Boundary-Value Problems.** 7. ed. Belmont: Cengage Learning, 2008.

APÊNDICE I

Tabela 14: Coeficientes dos numeradores das funções de transferência para as variáveis de saída do primeiro fermentador

	$G_{Fa,X1}$	$G_{Sa,X1}$	$G_{Fa,S1}$	$G_{Sa,S1}$	$G_{Fa,P1}$	$G_{Sa,P1}$
b_{18}	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00
b_{17}	-2,4758E-04	0,0000E+00	5,6552E-02	2,0192E-01	-2,7781E-02	0,0000E+00
b_{16}	-1,2061E-03	-1,9032E-05	2,8092E-01	9,9627E-01	-1,3805E-01	-1,5226E-04
b_{15}	-2,7642E-03	-8,8271E-05	6,5730E-01	2,3132E+00	-3,2312E-01	-7,0807E-04
b_{14}	-3,9579E-03	-1,9191E-04	9,6232E-01	3,3570E+00	-4,7323E-01	-1,5436E-03
b_{13}	-3,9651E-03	-2,5963E-04	9,8752E-01	3,4102E+00	-4,8582E-01	-2,0938E-03
b_{12}	-2,9492E-03	-2,4461E-04	7,5402E-01	2,5736E+00	-3,7110E-01	-1,9780E-03
b_{11}	-1,6862E-03	-1,7019E-04	4,4373E-01	1,4940E+00	-2,1848E-01	-1,3799E-03
b_{10}	-7,5680E-04	-9,0456E-05	2,0566E-01	6,8143E-01	-1,0131E-01	-7,3539E-04
b_9	-2,6979E-04	-3,7460E-05	7,6028E-02	2,4719E-01	-3,7471E-02	-3,0540E-04
b_8	-7,6768E-05	-1,2213E-05	2,2555E-02	7,1709E-02	-1,1123E-02	-9,9900E-05
b_7	-1,7411E-05	-3,1444E-06	5,3712E-03	1,6629E-02	-2,6504E-03	-2,5831E-05
b_6	-3,1232E-06	-6,3672E-07	1,0210E-03	3,0632E-03	-5,0417E-04	-5,2649E-06
b_5	-4,3624E-07	-1,0024E-07	1,5297E-04	4,4231E-04	-7,5604E-05	-8,3765E-07
b_4	-4,6226E-08	-1,2010E-08	1,7672E-05	4,8947E-05	-8,7434E-06	-1,0212E-07
b_3	-3,5629E-09	-1,0563E-09	1,5177E-06	4,0011E-06	-7,5185E-07	-9,2407E-09
b_2	-1,8623E-10	-6,4098E-11	9,1018E-08	2,2705E-07	-4,5160E-08	-5,8684E-10
b_1	-5,8066E-12	-2,3865E-12	3,3834E-09	7,9556E-09	-1,6823E-09	-2,3450E-11
b_0	-7,9888E-14	-4,0770E-14	5,8080E-11	1,2887E-10	-2,8963E-11	-4,4597E-13

Fonte: Própria.

Tabela 15: Coeficientes dos numeradores das funções de transferência para as variáveis de saída do segundo fermentador

	$G_{Fa,X2}$	$G_{Sa,X2}$	$G_{Fa,S2}$	$G_{Sa,S2}$	$G_{Fa,P2}$	$G_{Sa,P2}$
b_{18}	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00
b_{17}	-1,9548E-04	0,0000E+00	5,5645E-02	0,0000E+00	-2,7432E-02	0,0000E+00
b_{16}	-1,0202E-03	0,0000E+00	2,9049E-01	5,8247E-02	-1,4320E-01	0,0000E+00
b_{15}	-2,4896E-03	-9,5840E-06	7,1199E-01	2,7066E-01	-3,5102E-01	-7,6672E-05
b_{14}	-3,7751E-03	-4,1657E-05	1,0886E+00	5,8958E-01	-5,3674E-01	-3,3476E-04
b_{13}	-3,9862E-03	-8,4498E-05	1,1632E+00	7,9912E-01	-5,7364E-01	-6,8210E-04
b_{12}	-3,1116E-03	-1,0610E-04	9,2225E-01	7,5434E-01	-4,5490E-01	-8,6037E-04
b_{11}	-1,8599E-03	-9,2242E-05	5,6198E-01	5,2585E-01	-2,7727E-01	-7,5131E-04
b_{10}	-8,6948E-04	-5,8808E-05	2,6893E-01	2,8002E-01	-1,3272E-01	-4,8113E-04
b_9	-3,2179E-04	-2,8403E-05	1,0235E-01	1,1619E-01	-5,0531E-02	-2,3341E-04
b_8	-9,4758E-05	-1,0581E-05	3,1165E-02	3,7955E-02	-1,5392E-02	-8,7354E-05
b_7	-2,2172E-05	-3,0645E-06	7,5925E-03	9,7908E-03	-3,7517E-03	-2,5426E-05
b_6	-4,0894E-06	-6,8965E-07	1,4713E-03	1,9866E-03	-7,2744E-04	-5,7562E-06
b_5	-5,8510E-07	-1,1949E-07	2,2390E-04	3,1340E-04	-1,1077E-04	-1,0053E-06
b_4	-6,3196E-08	-1,5627E-08	2,6168E-05	3,7632E-05	-1,2957E-05	-1,3302E-07
b_3	-4,9291E-09	-1,4896E-09	2,2638E-06	3,3177E-06	-1,1221E-06	-1,2912E-08
b_2	-2,5769E-10	-9,7336E-11	1,3617E-07	2,0190E-07	-6,7585E-08	-8,6846E-10
b_1	-7,8729E-12	-3,8767E-12	5,0563E-09	7,5440E-09	-2,5143E-09	-3,6216E-11
b_0	-1,0237E-13	-7,0317E-14	8,6427E-11	1,2951E-10	-4,3091E-11	-7,0672E-13

Fonte: Própria.

Tabela 16: Coeficientes dos numeradores das funções de transferência para as variáveis de saída do terceiro fermentador

	$G_{Fa,X3}$	$G_{Sa,X3}$	$G_{Fa,S3}$	$G_{Sa,S3}$	$G_{Fa,P3}$	$G_{Sa,P3}$
b_{18}	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00
b_{17}	-1,4287E-04	0,0000E+00	5,4692E-02	0,0000E+00	-2,7060E-02	0,0000E+00
b_{16}	-7,4581E-04	0,0000E+00	2,8552E-01	0,0000E+00	-1,4127E-01	0,0000E+00
b_{15}	-1,8384E-03	0,0000E+00	7,0388E-01	1,6802E-02	-3,4826E-01	0,0000E+00
b_{14}	-2,8363E-03	-3,5242E-06	1,0876E+00	7,3245E-02	-5,3813E-01	-2,8194E-05
b_{13}	-3,0618E-03	-1,4290E-05	1,1791E+00	1,4901E-01	-5,8340E-01	-1,1510E-04
b_{12}	-2,4510E-03	-2,6901E-05	9,5127E-01	1,8767E-01	-4,7073E-01	-2,1817E-04
b_{11}	-1,5048E-03	-3,1165E-05	5,9125E-01	1,6363E-01	-2,9261E-01	-2,5448E-04
b_{10}	-7,2295E-04	-2,4822E-05	2,8908E-01	1,0464E-01	-1,4310E-01	-2,0406E-04
b_9	-2,7483E-04	-1,4378E-05	1,1254E-01	5,0689E-02	-5,5720E-02	-1,1900E-04
b_8	-8,3023E-05	-6,2463E-06	3,5073E-02	1,8941E-02	-1,7370E-02	-5,2047E-05
b_7	-1,9887E-05	-2,0670E-06	8,7472E-03	5,5025E-03	-4,3337E-03	-1,7342E-05
b_6	-3,7433E-06	-5,2331E-07	1,7348E-03	1,2421E-03	-8,5989E-04	-4,4232E-06
b_5	-5,4406E-07	-1,0077E-07	2,7000E-04	2,1590E-04	-1,3390E-04	-8,5919E-07
b_4	-5,9256E-08	-1,4506E-08	3,2236E-05	2,8329E-05	-1,5999E-05	-1,2508E-07
b_3	-4,6016E-09	-1,5093E-09	2,8446E-06	2,7101E-06	-1,4131E-06	-1,3228E-08
b_2	-2,3374E-10	-1,0684E-10	1,7418E-07	1,7781E-07	-8,6632E-08	-9,6007E-10
b_1	-6,5810E-12	-4,5744E-12	6,5680E-09	7,1168E-09	-3,2724E-09	-4,2777E-11
b_0	-6,9110E-14	-8,8406E-14	1,1369E-10	1,2993E-10	-5,6789E-11	-8,8208E-13

Fonte: Própria.

Tabela 17: Coeficientes dos numeradores das funções de transferência para as variáveis de saída do quarto fermentador

	$G_{Fa,X4}$	$G_{Sa,X4}$	$G_{Fa,S4}$	$G_{Sa,S4}$	$G_{Fa,P4}$	$G_{Sa,P4}$
b_{18}	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00
b_{17}	-9,1622E-05	0,0000E+00	5,3731E-02	0,0000E+00	-2,6682E-02	0,0000E+00
b_{16}	-4,7864E-04	0,0000E+00	2,8051E-01	0,0000E+00	-1,3930E-01	0,0000E+00
b_{15}	-1,1808E-03	0,0000E+00	6,9154E-01	0,0000E+00	-3,4341E-01	0,0000E+00
b_{14}	-1,8277E-03	0,0000E+00	1,0697E+00	4,8467E-03	-5,3122E-01	0,0000E+00
b_{13}	-1,9871E-03	-1,1083E-06	1,1632E+00	1,9732E-02	-5,7763E-01	-8,8665E-06
b_{12}	-1,6083E-03	-4,1699E-06	9,4358E-01	3,7299E-02	-4,6858E-01	-3,3697E-05
b_{11}	-1,0018E-03	-7,2408E-06	5,9126E-01	4,3390E-02	-2,9362E-01	-5,9101E-05
b_{10}	-4,8948E-04	-7,6835E-06	2,9225E-01	3,4703E-02	-1,4515E-01	-6,3342E-05
b_9	-1,8945E-04	-5,5591E-06	1,1532E-01	2,0187E-02	-5,7283E-02	-4,6283E-05
b_8	-5,8241E-05	-2,8958E-06	3,6520E-02	8,8068E-03	-1,8143E-02	-2,4347E-05
b_7	-1,4164E-05	-1,1173E-06	9,2744E-03	2,9268E-03	-4,6088E-03	-9,4864E-06
b_6	-2,6941E-06	-3,2317E-07	1,8763E-03	7,4420E-04	-9,3274E-04	-2,7715E-06
b_5	-3,9223E-07	-7,0016E-08	2,9829E-04	1,4395E-04	-1,4836E-04	-6,0701E-07
b_4	-4,2108E-08	-1,1203E-08	3,6412E-05	2,0815E-05	-1,8121E-05	-9,8387E-08
b_3	-3,1195E-09	-1,2829E-09	3,2865E-06	2,1763E-06	-1,6370E-06	-1,1462E-08
b_2	-1,3957E-10	-9,9069E-11	2,0580E-07	1,5490E-07	-1,0263E-07	-9,0783E-10
b_1	-2,6058E-12	-4,5863E-12	7,9288E-09	6,6757E-09	-3,9605E-09	-4,3742E-11
b_0	1,2766E-14	-9,4806E-14	1,3996E-10	1,3012E-10	-7,0087E-11	-9,6615E-13

FONTE: Própria.

Tabela 18: Coeficientes dos numeradores das funções de transferência para as variáveis de saída do quinto fermentador

	$G_{Fa,X5}$	$G_{Sa,X5}$	$G_{Fa,S5}$	$G_{Sa,S5}$	$G_{Fa,P5}$	$G_{Sa,P5}$
b_{18}	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00
b_{17}	-4,4674E-05	0,0000E+00	5,2823E-02	0,0000E+00	-2,6322E-02	0,0000E+00
b_{16}	-2,3417E-04	0,0000E+00	2,7578E-01	0,0000E+00	-1,3742E-01	0,0000E+00
b_{15}	-5,7971E-04	0,0000E+00	6,7992E-01	0,0000E+00	-3,3880E-01	0,0000E+00
b_{14}	-9,0063E-04	0,0000E+00	1,0518E+00	0,0000E+00	-5,2411E-01	0,0000E+00
b_{13}	-9,8396E-04	0,0000E+00	1,1441E+00	1,3981E-03	-5,7009E-01	0,0000E+00
b_{12}	-8,0217E-04	-3,0505E-07	9,2915E-01	5,2883E-03	-4,6297E-01	-2,4404E-06
b_{11}	-5,0471E-04	-1,0582E-06	5,8365E-01	9,2328E-03	-2,9082E-01	-8,5935E-06
b_{10}	-2,4970E-04	-1,6824E-06	2,8976E-01	9,8512E-03	-1,4438E-01	-1,3867E-05
b_9	-9,7951E-05	-1,6210E-06	1,1511E-01	7,1670E-03	-5,7360E-02	-1,3559E-05
b_8	-3,0463E-05	-1,0542E-06	3,6797E-02	3,7544E-03	-1,8338E-02	-8,9471E-06
b_7	-7,4499E-06	-4,8748E-07	9,4603E-03	1,4568E-03	-4,7152E-03	-4,1976E-06
b_6	-1,4064E-06	-1,6434E-07	1,9431E-03	4,2379E-04	-9,6875E-04	-1,4356E-06
b_5	-1,9789E-07	-4,0668E-08	3,1450E-04	9,2356E-05	-1,5685E-04	-3,6060E-07
b_4	-1,9357E-08	-7,3204E-09	3,9184E-05	1,4867E-05	-1,9553E-05	-6,5987E-08
b_3	-1,1016E-09	-9,3174E-10	3,6172E-06	1,7135E-06	-1,8064E-06	-8,5724E-09
b_2	-9,6936E-12	-7,9136E-11	2,3200E-07	1,3326E-07	-1,1598E-07	-7,4942E-10
b_1	2,8957E-12	-3,9867E-12	9,1600E-09	6,2217E-09	-4,5868E-09	-3,9501E-11
b_0	1,2627E-13	-8,8488E-14	1,6553E-10	1,3006E-10	-8,3101E-11	-9,4628E-13

FONTE: Própria.